



TUGAS AKHIR - TK 145501

PABRIK SODIUM NITRAT DARI ASAM NITRAT DAN SODIUM KLORIDA DENGAN PROSES SINTESIS

DIMAS ANGGORO
NRP. 2314 030 048

TEGUH YUDHA ADI WIJAYA
NRP. 2314 030 051

Dosen Pembimbing
Prof. Dr. Ir. Suprpto, DEA

DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI
Fakultas Vokasi
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2017



TUGAS AKHIR – TK 145501

**PABRIK SODIUM NITRAT DARI SODIUM KLORIDA DAN
ASAM NITRAT DENGAN PROSES SINTESIS**

**DIMAS ANGGORO
NRP. 2314 030 048**

**TEGUH YUDHA ADI WIJAYA
NRP. 2314 030 051**

**Dosen Pembimbing
Prof. Dr. Ir. Suprpto, DEA**

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI
Fakultas Vokasi
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2017**



FINAL PROJECT – TK 145501

**SODIUM NITRATE PLAN OF SODIUM CLORIDE AND
NITRIC ACID BY SYNTHESIS PROCESS**

**DIMAS ANGGORO
NRP. 2314 030 048**

**TEGUH YUDHA ADI WIJAYA
NRP. 2314 030 051**

**Mentor Lecture
Prof. Dr. Ir. Suprpto, DEA**

**DEPARTMENT INDUSTRIAL OF CHEMICAL
ENGINEERING
Faculty Of Vocation
Sepuluh Nopember Institute Of Technology
Surabaya
2017**

LEMBAR PENGESAHAN

LAPORAN TUGAS AKHIR DENGAN JUDUL : PABRIK SODIUM NITRAT DARI ASAM NITRAT DAN SODIUM KLORIDA DENGAN PROSES SINTESIS

TUGAS AKHIR

Diajukan Guna Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Ahli Madya
pada
Departemen Teknik Kimia Industri
Fakultas Vokasi
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh

Dimas Anggoro
Teguh Yudha Adi Wijaya

(NRP 2314 030 048)

(NRP 2314 030 051)

Disetujui oleh Dosen Pembimbing Tugas Akhir :

Mengetahui,
Dosen Pembimbing



Prof. Dr. Ir. Suprpto, DEA
NIP. 19600624 198701 1 001

Kepala Departemen Teknik Kimia Industri
FV-ITS



Ir. Agung Subyakto, M.S.
NIP. 19580312 198601 1 001

SURABAYA, 27 JULI 2017

LEMBAR REVISI

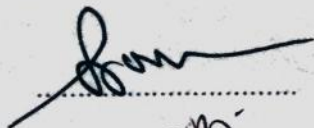
Telah diperiksa dan disetujui sesuai dengan hasil ujian tugas akhir pada tanggal 27 Juli 2017 untuk tugas akhir dengan judul **"PABRIK SODIUM NITRAT DARI ASAM NITRAT DAN SODIUM KLORIDA DENGAN PROSES SINTESIS"**, yang disusun oleh :

Dimas Anggoro
Teguh Yudha Adi Wijaya

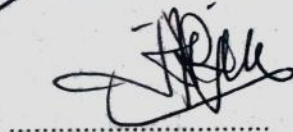
(NRP 2314 030 048)
(NRP 2314 030 051)

Disetujui oleh Tim Penguji Ujian Tugas Akhir :

1. Ir. Agung Subyakto, M.S



2. Prof.Dr.Ir. Soeprijanto, M.Sc



Disetujui oleh Dosen Pembimbing Tugas Akhir :

1. Prof. Dr. Ir. Suprpto, DEA



SURABAYA, 27 JULI 2017

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadiran Allah SWT atas berkat dan rahmat – Nya, sehingga kami dapat menyelesaikan laporan tugas akhir. Laporan tugas akhir ini merupakan tahap akhir dari penyusunan tugas akhir yang merupakan salah satu syarat untuk memperoleh gelar Ahli Madya (A.md) di Departemen Teknik Kimia Industri FV – ITS. Pada kesempatan kali ini atas segala bantuannya dalam pengerjaan laporan tugas akhir ini, kami mengucapkan terimakasih kepada :

1. Bapak Ir. Agung Subyakto M.S, selaku Ketua Program Studi Departemen Teknik Kimia Industri FV – ITS.
2. Bapak Prof. Dr. Ir. Suprpto, DEA selaku pembimbing yang selalu mengawasi dan membantu dalam menyelesaikan tugas akhir.
3. Bapak Prof.Dr.Ir. Soeprijanto, M.Sc selaku dosen penguji tugas akhir Departemen Teknik Kimia Industri FV – ITS.
4. Bapak Ir. Agung Subyakto, M.S selaku dosen penguji tugas akhir Departemen Teknik Kimia Industri FV – ITS.
5. Seluruh dosen dan karyawan Departemen Teknik Kimia Industri FV – ITS.
6. Kedua orang tua kami dan orang terdekat yang selalu mendukung dan memberikan baik moril maupun materil yang tak ternilai harganya
7. Rekan – rekan seperjuangan angkatan 2014 atas kerjasamanya selama menuntut ilmu di Departemen Teknik Kimia Industri FV – ITS

Penyusun berharap semoga laporan tugas akhir ini dapat memberikan manfaat bagi kita semua dan kami menyadari bahwa laporan tugas akhir ini masih jauh dari sempurna, oleh karena itu kritik dan saran yang membangun sangat kami harapkan.

Surabaya, 21 Juli 2017

Penyusun

PABRIK SODIUM NITRAT DARI BAHAN SODIUM HIDROKSIDA DAN ASAM NITRAT MENGGUNAKAN PROSES SINTESIS

Nama Mahasiswa : Dimas Anggoro (2314 030 048)
Teguh Yudha Adi W (2314 030 051)
Program Studi : D3 Teknik Kimia FV-ITS
Dosen Pembimbing : Prof.Dr.Ir. Suprpto, DEA

Abstrak

Pabrik sodium nitrat dirancang dengan kapasitas 15.000 ton/tahun. Bahan baku yang digunakan adalah sodium klorida dan asam nitrat. Pabrik ini direncanakan untuk didirikan di daerah kawasan industri Cikampek, Karawang, Jawa Barat pada tahun 2025. Sodium Nitrat umumnya digunakan sebagai bahan baku pembuatan kaca, pupuk NPK dan bahan peledak (dinamit).

Pembuatan sodium nitrat dari sodium klorida dan asam nitrat dengan proses sintesis melalui 7 tahap. Tahap pertama adalah menyiapkan bahan baku sodium klorida dan asam nitrat 60%. Tahap kedua yaitu sodium klorida direaksikan dengan asam nitrat 60% untuk membentuk sodium nitrat. Tahap ketiga yaitu proses pemurnian dengan menguapkan sodium nitrat untuk mengurangi kandungan airnya dan membuat larutan sodium nitrat menjadi lebih pekat. Tahap keempat yaitu proses kristalisasi untuk mengkristalkan larutan sodium nitrat. Tahap kelima yaitu proses pemisahan antara kristal sodium nitrat dengan mother liquornya. Tahap keenam yaitu proses drying untuk mengurangi kadar air pada kristal sodium nitrat. Tahap terakhir yaitu proses screening untuk menyaring dan homogenisasi ukuran kristal sodium nitrat.

Pabrik sodium nitrat bekerja secara kontinyu dan beroperasi selama 330 hari/tahun. Sodium klorida yang dibutuhkan sebesar 3283,58 kg/jam dan asam nitrat yang dibutuhkan sebesar 4720,47 kg/jam. Kebutuhan utilitasnya adalah air pendingin dan air umpan boiler, masing-masing sebesar 157,727 m³/jam dan 1176,17 m³/jam. Limbah yang dihasilkan dari industry ini yaitu, limbah kondensat evaporator, dan debu cyclone.

Kata kunci : Sodium nitrat, Sodium hidroksida, Asam nitrat, Sintesis

SODIUM NITRATE PLANT FROM SODIUM CHLORIDE AND NITRIC ACID BY SYNTHESIS PROCESS

Student Name : Dimas Anggoro (2314 030 048)
Teguh Yudha Adi W (2314 030 051)
Study Program : D3 Teknik Kimia FV-ITS
Mentor Lecture : Prof.Dr.Ir. Suprpto, DEA

Abstrak

The sodium nitrate plant is designed with a capacity of 15,000 tons / year. The raw materials used are sodium chloride and nitric acid. This factory is planned to be established in the industrial area of Cikampek, Karawang, West Java in 2025. Sodium Nitrate is generally used as raw material for making glass, NPK fertilizer and explosives (dynamite).

Preparation of sodium nitrate from sodium chloride and nitric acid by synthesis process through 7 stages. The first step is to prepare raw material of sodium chloride and 60% nitric acid. The second stage of sodium chloride is reacted with 60% nitric acid to form sodium nitrate. The third stage is the purification process by evaporating sodium nitrate to reduce the water content and make the sodium nitrate solution becomes more concentrated. The fourth stage is the crystallization process to crystallize the sodium nitrate solution. The fifth stage is the process of separation between crystals of sodium nitrate and mother liquor. The sixth stage is drying process to reduce water content in sodium nitrate crystals. The final stage is the screening process to filter and homogenize the size of crystalline sodium nitrate.

The sodium nitrate plant works continuously and operates for 330 days / year. The required sodium chloride is 3283.58 kg / hr and the required nitric acid is 4720.47 kg / hr. The utility needs are cooling water and boiler feed water, each of 157.727 m³ / hr and 1176.17 m³ / hr. Waste generated from this industry is evaporator condensate waste, and cyclone dust.

Keyword : Sodium nitrate, Sodium Chloride, Nitric Acid, Synthesis

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	
LEMBAR PENGESAHAN	
LEMBAR PERSETUJUAN	
KATA PENGANTAR	i
ABSTRAK	iii
ABSTRACT	iv
DAFTAR ISI	v
DAFTAR GAMBAR	vii
DAFTAR GRAFIK	viii
DAFTAR TABEL	ix
BAB I PENDAHULUAN	
I.1 Latar Belakang	I-1
I.2 Alasan Pendirian Pabrik.....	I-2
I.3 Ketersediaan Bahan Baku	I-3
I.4 Penentuan Kapasitas Pabrik.....	I-4
I.5 Pemilihan Lokasi	I-7
I.6 Dasar Teori	I-8
I.7 Kegunaan	I-9
I.8 Sifat Kimia Dan Sifat Fisika	I-10
BAB II MACAM DAN URAIAN PROSES	
II.1 Macam Proses.....	II-1
II.2 Uraian Proses Terpilih.....	II-5
II.3 Blok Diagram Proses Terpilih	II-10
BAB III NERACA MASSA	III-1
BAB IV NERACA ENERGI	IV-1
BAB V SPESIFIKASI ALAT	V-1
BAB VI UTILITAS	
VI.1 Utilitas Secara Umum	VI-1
VI.2 Syarat Kebutuhan Air pada Pabrik Sodium Nitrat.....	VI-1
VI.3 Tahapan Proses Pengolahan Air pada Pabrik Sodium Nitrat.....	VI-4
VI.4 Utilitas pada Pabrik Sodium Nitrat	VI-7

BAB VII KESELAMATAN DAN KESEHATAN KERJA

VII.1 Pendahuluan.....	VII-1
VII.2 Alat Pelindung Diri.....	VII-8
VII.3 Instalasi Pemadam Kebakaran	VII-12
VII.4 Keselamatan dan Kesehatan Kerja pada Area Pabrik Sodium Nitrat	VII-12

BAB VIII INSTRUMENTASI

VIII.1 Instrumntasi Secara Umum.....	VIII-1
VIII.2 Jenis-jenis Alat Kontrol dalam Bidang Industri	VIII-4
VIII.3 Instrumentasi pada Pabrik Sodium Nitrat.....	VIII-5

BAB IX PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA.... IX-1

BAB X KESIMPULAN..... X-1

DAFTAR NOTASI..... x

DAFTAR PUSTAKA xi

LAMPIRAN :

APPENDIX A NERACA MASSA	A-1
APPENDIX B NERACA PANAS.....	B-1
APPENDIX C SPESIFIKASI ALAT	C-1
Flowsheet Proses Pabrik Sodium Nitrat	
Flowsheet Utilitas Pabrik Sodium Nitrat	

DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1	Peta Lokasi Pendirian Pabrik.....	I-8
Gambar II.1	Blok Diagram Proses Guggenheim.....	II-3
Gambar II.2	Blok Diagram Proses Terpilih	II-10
Gambar II.3	Blok Diagram Proses Sintesis	II-5

DAFTAR GRAFIK

Grafik I.1	Data Sodium Nitrat Di Indonesia	I-4
Grafik I.2	Data Import Sodium Nitrat Di Dunia	I-5
Grafik I.3	Data Total Import Sodium Nitrat Di Indonesia....	I-5

DAFTAR TABEL

Tabel I.1	Data Impor NaNO_3 Di Indonesia.....	I-2
Tabel I.2	Data Impor Sodium Nitrat berbagai negara di Dunia.....	I-3
Tabel I.3	Ketersediaan Bahan Baku.....	I-3
Tabel I.4	Kapasitas Produksi Sodium Nitrat Secara Komersial	I-3
Tabel II.1	Perbandingan Ketiga Jenis Proses	II-4
Tabel II.2	Harga Delta H_f	II-6
Tabel VI.2	Kebutuhan Air Pendingin	VI-8
Tabel VI.3	Kebutuhan Air Boiler.....	VI-9
Tabel VIII.1	Sistem Kontrol Pabrik Sodium Nitrat	VIII-6

BAB I

PENDAHULUAN

I.1 Latar Belakang

Usaha pembangunan ekonomi jangka panjang yang ditujukan untuk menciptakan struktur ekonomi yang kokoh dan seimbang dapat diwujudkan dengan cara mempehatikan pembangunan dan perkembangan industri kimia di Indonesia, baik yang menghasilkan suatu produk jadi maupun produk setengah jadi. Pada tahun 2016, Indonesia resmi memasuki era Masyarakat Ekonomi ASEAN (MEA). Barang dan jasa dari semua negara anggota ASEAN ditambah akan lebih bebas untuk masuk ke Indonesia. Dengan adanya era ini kita di pacu untuk lebih efisien dalam melakukan terobosan-terobosan sehingga produk yang dihasilkan mempunyai pangs pasar yang tinggi, daya saing yang kuat, efektif dan efisien, dan juga ramah terhadap lingkungan. Pembangunan industri kimia yang menghasilkan produk setengah jadi dapat mengurangi ketergantungan Indonesia terhadap industri kimia yang ada di luar negeri. Akibatnya, devisa untuk mengimpor bahan setengah jadi yang berasal dari luar negeri akan berkurang. Salah satu diantaranya impor bahan sodium nitrat.

Sodium nitrat (NaNO_3) dapat diproduksi dengan bahan baku sodium klorida (NaCl) dan asam nitrat (HNO_3). Sodium nitrat (NaNO_3) merupakan produk industri kimia *intermediate* dalam pembuatan pupuk yang mengandung senyawa nitrogen, dinamit, pembuatan kalium nitrat, pembuatan kaca, sebagai reagen pada kimia analisa, obat-obatan, *refrigerant*, korek api, bahan bakar roket, dan dapat digunakan sebagai bahan pengawet makanan.

Sodium nitrat (NaNO_3) merupakan bubuk putih atau kristal bening tidak berwarna dan tidak berbau. Bahan kimia ini mempunyai sifat-sifat di antaranya mudah larut dalam ammonia, air, gliserol, dan alkohol, mempunyai titik lebur pada temperatur 307°C serta meledak pada temperatur 1000°C .

Kebutuhan sodium nitrat (NaNO_3) di Indonesia diperkirakan akan terus meningkat. Hal ini, disebabkan karena



banyaknya industri yang menggunakannya. Oleh karena itu pendirian pabrik sodium nitrat (NaNO_3) sangat diperlukan karena untuk memenuhi sebagian besar kebutuhan yang ada dalam negeri dan dapat menciptakan lapangan kerja baru bagi masyarakat Indonesia.

I.2 Alasan pendirian Pabrik

Sodium nitrat (NaNO_3) merupakan bahan *intermediate* dalam pembuatan pupuk yang mengandung senyawa nitrogen, dinamit, pembuatan kalium nitrat, pembuatan kaca, sebagai reagen pada kimia analisa, obat-obatan, *refrigerant*, korek api, bahan bakar roket, dan dapat digunakan sebagai bahan pengawet makanan. karena kegunaannya yang kompleks menyebabkan tingginya angka impor sodium nitrat (NaNO_3) di Indonesia. Di Indonesia tidak ada pabrik yang memproduksi sodium nitrat (NaNO_3). Sehingga pabrik yang membutuhkan sodium nitrat (NaNO_3) sebagai bahan baku utama maupun bahan penunjang harus mengimpor dari negara lain. Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik, diketahui bahwa impor sodium nitrat (NaNO_3) selalu meningkat dari tahun ketahun. Berikut ini adalah data impor sodium nitrat beberapa tahun terakhir.

Tabel 1.1 Data Impor NaNO_3 di Indonesia

Tahun/Year	Nilai/Value (US \$)	Berat/Weight (Ton)
2011	3.793.499,00	7.161,59
2012	4.106.647,00	7.986,72
2013	3.650.994,00	7.460,59
2014	3.589.179,00	8.081,98
2015	3.512.056,00	8.521,01

Sumber: (Badan Pusat Statistik)

Sedangkan kebutuhan sodium nitrat (NaNO_3) di dunia (Malaysia, Tiongkok, Norwegia, dan Australia) diperkirakan



kebutuhan pemakaian sodium nitrat akan terus meningkat sesuai dengan data-data impor dari negara tersebut pada tahun 2010-2014, yang tercantum pada tabel 1.3.

Tabel 1.2 Data Impor Sodium Nitrat Beberapa Negara di Dunia.

Tahun	Impor (ton/tahun)				
	Malaysia	Tiongkok	Australia	Norwegia	Total
2010	143,9	477,6	403,1	109,4	1134,0
2011	194,7	857,7	375,4	115,2	1543,0
2012	206,0	136,1	279,9	132,6	1981,6
2013	239,5	1051,8	208,1	88,5	1587,9
2014	292,6	1672,4	223,4	155,7	2344,1

(Sumber: Badan Pusat Statistik, 2016)

Dari beberapa data diatas bahwa permintaan sodium nitrat (NaNO_3) di Indonesia dan beberapa negara tetangga cukup tinggi. Dengan pertimbangan diatas, maka direncanakan pendirian pabrik sodium nitrat (NaNO_3) di Indonesia untuk memenuhi kebutuhan industri. Pendirian pabrik sodium nitrat di Indonesia bertujuan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri sehingga Indonesia dapat mandiri tanpa harus tergantung pada arus impor sodium nitrat serta dapat membuka lapangan pekerjaan baru untuk mengurangi angka pengangguran yang cukup tinggi di Indonesia. Dengan adanya pabrik sodium nitrat (NaNO_3) di Indonesia, Indonesia dapat mengekspor sodium nitrat untuk kebutuhan sodium nitrat di Asia.

I.3 Ketersediaan bahan Baku

Bahan baku sodium nitrat (NaNO_3) adalah sodium klorida (NaCl) dan asam nitrat (HNO_3). Sodium klorida (NaCl) dapat di peroleh dari PT Cheetham Garam Indonesia, Cilegon, Indonesia. Sedangkan untuk asam nitrat (HNO_3) dapat diperoleh dari PT.Multi Nitrotama Kimia, Cikampek, sehingga pemenuhan bahan baku tidak perlu dikawatirkan.

Tabel 1.3 Data Impor Sodium Nitrat (NaNO_3) di Indonesia

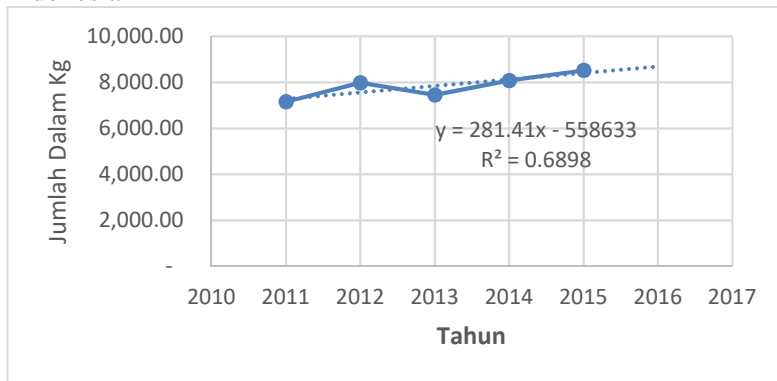
No	Nama Produsen	Jenis Bahan Baku	Kapasitas (Ton/Tahun)
----	---------------	------------------	-----------------------



	PT Kaltim Nitrate Indonesia		300.000
1	PT.Multi Nitrotama Kimia	Asam Nitrat	150.000
	PT Black Bear Resources Indonesia		74.000
2	PT Cheetham Garam Indonesia	Sodium Klorida	800.000

I.4 Penentuan Kapasitas Pabrik

Pemenuhan kebutuhan sodium nitrat (NaNO_3) di Indonesia selama ini dipenuhi oleh kegiatan impor sodium nitrat (NaNO_3). Dari data impor yang sudah diperoleh pada Tabel 1.1, maka didapatkan kurva grafik yang menunjukkan jumlah impor sodium nitrat (NaNO_3) yang setiap tahunnya cenderung naik. Berikut ini adalah kurva impor sodium nitrat (NaNO_3) di Indonesia



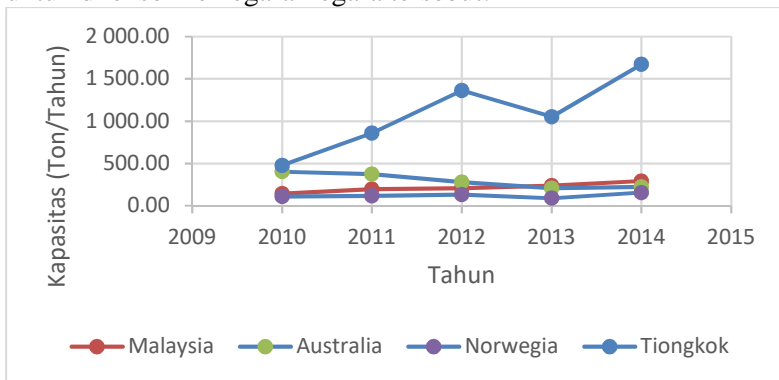
Grafik 1.1 Data Impor Sodium Nitrat di Indonesia

Dari grafik 1.1 didapatkan persamaan regresi linear untuk memprediksi jumlah impor guna memenuhi kebutuhan sodium nitrat (NaNO_3) tahun 2025 sebagai berikut :

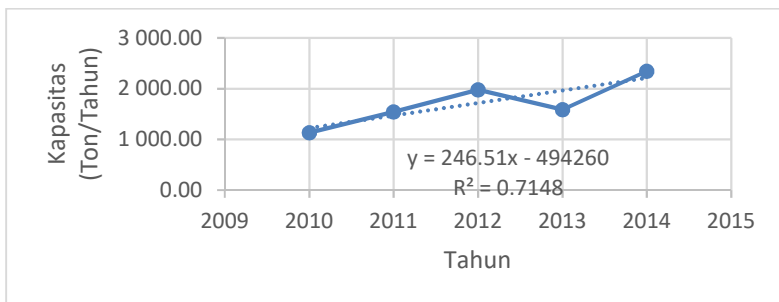
$$\begin{aligned}
 Y &= 281,41x - 558633 \\
 &= 281,41(2025) - 558633 \\
 &= 11222,25
 \end{aligned}$$



Walaupun kebutuhan sodium nitrat di Indonesia mengalami kenaikan yang tidak signifikan setiap tahun, akan tetapi kebutuhan sodium nitrat di negara tetangga seperti Malaysia, Tiongkok, Norwegia, dan Australia, mengalami peningkatan. Dengan demikian, sodium nitrat yang akan diproduksi tiap tahun selain untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, juga mampu untuk di eksor ke negara-negara tersebut.



Grafik 1.2 Data Impor Sodium Nitrat di Dunia (Malaysia, Tiongkok, Norwegia, dan Australia)



Grafik 1.3 Data Total Impor Sodium Nitrat di Dunia

Dari grafik 1.2 didapatkan persamaan regresi linear untuk memprediksi jumlah impor guna memenuhi kebutuhan sodium nitrat tahun 2025 sebagai berikut :

$$Y = 246.51x - 494260$$



$$= 246.51(2025) - 494260$$

$$= 4922,75$$

Dalam memproduksi Sodium Nitrat harus diperhitungkan kapasitas produksi yang menguntungkan. Kapasitas produksi secara komersial yang telah terlihat pada table 1.2

Tabel 1.4 Kapasitas Produksi Sodium Nitrat Secara Komersial

Pabrik	Proses	Kapasitas (ton/tahun)
Deepak Nitrite Ltd, Bombay	SIntesis	15.000
Qena Distriq, Egypt	Shank	113.000
Chillean Nitrate Corp., USA	Sintesis	800.000
SQM Nitratos S.A	Guggenheim	770.000

(Sumber : Othmer, 1997, vol. 22)

Dari data impor dari berbagai negara yang ditunjukkan pada table diatas, dapat ditentukan total jumlah produksi setiap tahun sebesar 1.698.000 Ton/Tahun. Sedangkan Dari data impor keempat negara tetangga diatas, dapat diprediksikan total jumlah kebutuhan sodium nitrat di negara-negara tersebut sebesar 4922,75 Ton/tahun. Sedangkan Kebutuhan sodium nitrat di dalam negeri sebesar 11222,25 ton/tahun. Sehingga untuk mengurangi impor perlu dibangun pabrik NaNO_3 dengan kapasitas rancangan 15.000 ton/tahun, dengan 3 pertimbangan.

Pemenuhan kebutuhan NaNO_3 di dalam negeri yang semakin meningkat setiap tahunnya. Membuka peluang bagi industri lain untuk berdiri dan meningkatkan kapasitas produksi bagi pabrik yang berbahan baku NaNO_3 .

Memberikan keuntungan dan membuka peluang ekspor untuk produk yang berlebih sehingga akan meningkatkan cadangan devisa negara.



I.5 Pemihan Lokasi

Faktor yang sangat memengaruhi keberhasilan dalam pendirian pabrik adalah letak geografis dalam pendirian pabrik tersebut. Dalam menentukan letak geografis suatu pabrik terdapat acuan-acuan yang dipertimbangkan antara lain, penyediaan bahan baku, pemasaran produk, transportasi dan tenaga kerja. Berdasarkan acuan tersebut maka lokasi pendirian pabrik sodium nitrat (NaNO_3) dipilih di Cikampek, Karawang, Jawa Barat dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Penyediaan bahan baku

Asam nitrat sebagai bahan baku pembuatan sodium nitrat (NaNO_3) diperoleh dari PT Multi Nitrotama Kimia, Cikampek. Sedangkan Natrium Klorida diperoleh dari PT Cheetham Garam Indonesia, Cilegon. Orientasi pemilihan ditekankan pada jarak lokasi sumber bahan baku dengan pabrik cukup dekat.

Letak pabrik terhadap daerah pemasaran

Natrium Nitrat merupakan bahan kimia intermediate maka pemilihan lokasi di cikampek adalah tepat, karena merupakan kawasan industri yang berarti memperpendek jarak antara pabrik yang memproduksi dengan pabrik yang membutuhkan sodium nitrat (NaNO_3).

2. Tenaga kerja

Kawasan industri cikampek terletak di daerah Jawa Barat yang syarat dengan lembaga pendidikan formal maupun non formal dimana banyak dihasilkan tenaga kerja ahli maupun non ahli, sehingga tenaga kerja mudah didapatkan.



3. Utilitas

Lokasi pabrik dekat dengan sungai



Gambar I.1 Peta Lokasi Pendirian Pabrik

I.6 Dasar Teori

1. Macam-Macam proses pembuatan Sodium Nitrat

Sodium nitrat (NaNO_3) merupakan bahan kimia intermediate. Pada pembuatannya diperoleh dari endaan alamiah yang terdapat di dataran tinggi Chile dan merupakan endapan yang cukup luas, yaitu 8 - 65 km serta tebal endapan 0,3 m-1,2 m. produk dengan kuaitas tinggi dapat dihasilkan dengan kistalisasi dan pengeringan (Austin, 1984).

Dalam pembuatan sodium nitrat (NaNO_3) dikenal tiga macam proses, yaitu:

a. Proses shank

Bahan baku berasal dari garam hasil penambangan (garam Chile) yang mengandung NaNO_3 . Prosesnya meliputi *loading*,



leaching, *washing* dan *unloading*. Pada prinsipnya proses yang utama adalah pemurnian dari garam hasil penambangan dimana zat-zat selain NaNO_3 dikurangi kadarnya sehingga diperoleh NaNO_3 dengan kadar 60% (othmer, 1997, vol 22).

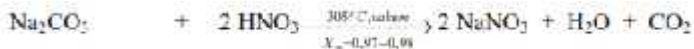
b. Proses Guggenheim

Pada prinsipnya proses Guggenheim sama dengan proses shank, hanya alatnya lebih disempurnakan, yaitu melalui proses *crushing*, *leaching*, *filtering*, *cristalizing*, dan *graining* sehingga kadar NaNO_3 lebih besar yaitu 85 % (othmer, 1997, vol. 22).

Proses sintesis

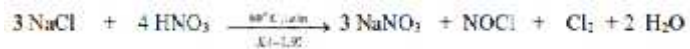
Macam-macam proses sintesis, yaitu:

Reaksi antara Na_2CO_3



Proses ini berlangsung pada suhu $305-350^\circ\text{C}$ pada tekanan vakum di dalam reactor fluidized bed. Reaksi ini akan menghasilkan produk NaNO_3 dengan Konversi sebesar 97-98% HNO_3 (Patent 2535990, 1950).

Reaksi antara NaCl dengan HNO_3



Proses ini berlangsung pada suhu 60°C pada tekanan 1 atm (Kobe, 1957), dalam reactor alir tangka berpengaduk (RATB). Besarnya konvesi yang diperoleh adalah 95% terhadap N (Patent 1978751, 1934).

I.7 Kegunaan

Sodium nitrat merupakan bahan intermediat yang sebagian besar dikonsumsi sebagai bahan baku untuk pembuatan pupuk (terutama pupuk NPK), bahan eksplosif pada pembuatan dinamit, pembuatan kaca, dan pembuatan cat.

Pembuatan pupuk NPK

Pada proses pembuatan pupuk NPK, sodium nitrat (NaNO_3) merupakan bahan baku yang menghasilkan nitrogen pada pupuk tersebut, dimana sodium nitrat (NaNO_3) direaksikan dengan garam kalium klorida (KCl) sehingga membentuk kalium nitrat



(KNO_3). Selanjutnya kalium nitrat (KNO_3) dialirkan pada bagian fosfat yang mempunyai kadar fosfat tinggi sehingga dihasilkan pupuk NPK yang memberi nutrisi pada daun. Penggunaan pupuk kalium nitrat (KNO_3) lebih disukai dibandingkan kalium klorida (KCl) kerana tanaman tidak tumbuh baik pada tanah yang mengandung klorida.

1. Pembuatan Dinamit

Reaksi antara sodium nitrat (NaNO_3) dengan ammonium nitrat akan menghasilkan gas yang sangat eksplosif sehingga dapat menimbulkan ledakan. Jenis dinamit yang dihasilkan, yaitu *straight dynamite*, ammonia dinamit, gelatin dinamit, gelatin nitrat, dan ammonia gelatin. Perbandingan jenis dinamit ditentukan dengan permukaan perbandingan ammonium nitrat dengan natrium nitrat (NaNO_3).

2. Pembuatan Kaca

Pada pembuatan kaca, sodium nitrat (NaNO_3) sebagai bahan tambahan yang dicampur dengan calamite, dimana natrium nitrat (NaNO_3) mengoksidasi calmiite, caluite merupakan slag atau sisa proses peleburan logam yang berfungsi untuk meningkatkan melting potensial, menurunkan devitrikasi, menurunkan viskositas moltanglas. Pada pencampuran tersebut membutuhkan sodium nitrat (NaNO_3) sebanyak 2,5 %. Penggunaan sodium nitrat (NaNO_3) ini sangat efektif karena dapat mengurangi bubble sehingga produk kaca tidak cacat.

3. Pembuatan Cat

Reaksi dengan lead atau timbal (Pb) akan membentuk timbal oksida (PbO) yang banyak digunakan oleh industri cat sebagai penguat warna cat, sehingga warna cat lebih kuat dan merata ada suspensinya.

I.8 Sifat Kimia Dan Sifat Fisika

1. Bahan Baku Utama

a. Natrium Klorida (NaCl)

Sifat kimia :

Berat molekul: 58,45 g/mol



Titik didih : 1413 C pada 1 atm
Titik beku : 800.4 C pada 1 atm
Bentuk : Kristal kubik padat
Warna : putih
Densitas : 2,163 g/ml

Sifat fisis:

- Dapat larut dalam air dan bermacam-macam solvent (etilen glikol, etanol, methanol, cairan amoniak) tetapi tidak larut dalam gliserol.
- Bersifat higroskopis
- Tidak mudah terbakar

b. Asam Nitrat (HNO_3)

Sifat fisis:

Berat molekul : 63,02 g/mol
Titik didih : 86 C pada 1 atm
Titik beku : -42 C pada 1 atm
Bentuk : cair
Warna : bening
Densitas : 1,502 g/ml

Sifat fisis:

- Merupakan asam monobasik kuat.
- Asam nitrat dapat berakasi dengan semua logam kecuali emas, iridium, platinum, rodhium, tantalum dan titanium.
- Asam nitrat merupakan pengoksidasi yang kuat
- Asam nitrat tidak stabil terhadap panas dan bisa terurai

2. Produk

a. Produk Utama

Sodium Nitrat

Sifat fisis:

Berat molekul : 84,99 g/mol
Titik didih : 380 C pada 1 atm
Titik beku : 308 C pada 1 atm
Bentuk : Kristal triagonal padat
Warna : putih



Densitas : 2,257 g/ml

Sifat kimia:

- Dapat larut dalam air dan bermacam-macam solvent (etilen glikol, etanol, methanol, cairan amoniak, dan gliserol).

b. Produk Sampling

Chlorine (**Cl_2**)

Sifat fisis:

Berat molekul : 70,91 g/mol

Titik didih : -34,6 C pada 1 atm

Titik beku : -101,6 C pada 1 atm

Bentuk : gas

Warna : kuning kehijauan

Densitas : 1,56 g/ml

Sifat kimia:

- Dapat larut dalam air alkali (NaOH dan KOH)

Nitrosyl Chloride/ nitrogen oxychloride (NOCl)

Sifat fisis:

Berat molekul : 64,47 g/mol

Titik didih : -5,5 C pada 1 atm

Titik beku : -64,5 C pada 1 atm

Bentuk : gas

Warna : merah kekuningan

Densitas : 1,417 g/ml

Sifat kimia:

- Dapat larut dalam asam sulfat (H_2SO_4)

BAB II

MACAM DAN URAIAN PROSES

II.1 Macam Proses

Sodium Nitrat (NaNO_3) merupakan bahan kimia *intermediate*. Pada pembuatannya diperoleh dari endapan alamiah yang terdapat di dataran tinggi Chile dan merupakan endapan yang cukup luas, yaitu sekitar 8-65 km serta tebal endapan 0,3 m-1,2 m. produk dengan kualitas tinggi dapat dihasilkan dengan kristalisasi dan pengeringan (Austin, 1984).

Dalam pembuatan Sodium Nitrat (NaNO_3) dikenal dengan berbagai macam proses yang sudah dipakai di dunia, anatar lain

1. Proses *Shank*

Proses *Shank* meliputi tahap operasi *size reduction*, *leaching*, *washing*, *crystalizing* dan *drying*. Bahan baku yang berasal dari garam hasil pertambangan (garam Chili) yang mengandung sodium nitrat (NaNO_3). Bahan baku garam hasil penambangan (Garam Chili) hanya mengandung 7 - 40 % sodium nitrat sedangkan sisanya merupakan mineral lain. pada proses *Shank*, untuk mendapatkan yield yang diinginkan memerlukan proses bertahap. Proses *Shank* dimulai dengan memasukkan potongan-potongan garam Chile yang berukuran sekitar 10 *inch* yang dimasukkan ke dalam *crusher* untuk dihancurkan menjadi potongan berukuran sekitar 1,5 sampai 2 *inch*. Potongan kemudian dimasukkan ke dalam tabung-tabung baja yang dilengkapi dengan koil pemanas uap air. Selanjutnya dilakukan operasi *leaching*, dimana operasi tersebut membutuhkan waktu sekitar 8 hari. Cairan hasil *leaching* kemudian dibawa ke *crystalizing pan*. Hasil dari kristalisasi dibawa ke pengering untuk dikeringkan. Yield yang dihasilkan 65-80%.

Pada dasarnya dalam proses *Shanks* adalah pemurnian garam hasil dari pertambangan, dimana zat-zat selain sodium nitrat (NaNO_3) dikurangi kadarnya sehingga diperoleh sodium nitrat (NaNO_3) dengan kadar sekitar 65-80%. Sedangkan biaya untuk pemurnian garam Chili untuk mendapatkan sodium nitrat sangat



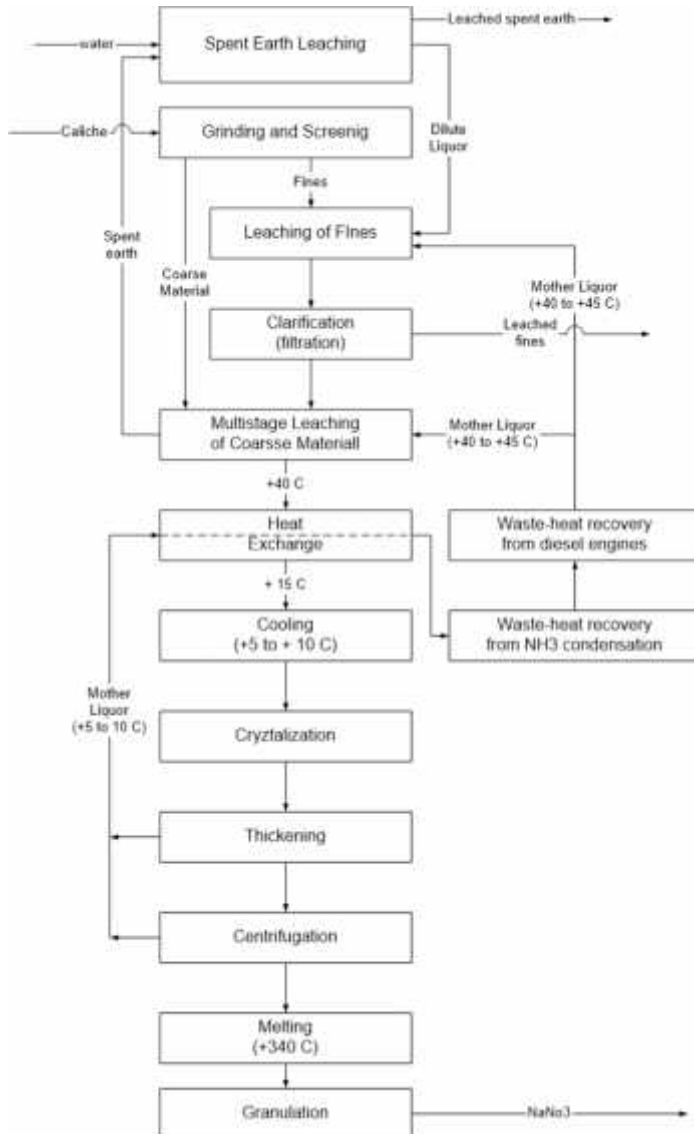
besar. Harga produksi yang mahal dalam proses *Shank* tidak kompetitif dibandingkan dengan sodium nitrat sintetis setelah perang duni pertama. Sehingga proses *Shanks* tidak digunakan lagi untuk memproduksi sodium nitrat (*Othmer, 1978*).

2. Proses Guggenheim

Proses *Guggenheim* adalah penyempurnaan dari proses *Shanks*, karena proses *Shanks* tidak efektif baik dalam proses ekstraksinya maupun konsumsi bahan bakarnya. Pada awal tahun 1920 *Guggenheim Brothers* mengembangkan proses *leaching* dengan temperatur rendah berdasarkan dua prinsip penting yaitu:

- a. Jika proses *leaching* dilakukan pada temperatur rendah 40°C hanya sodium nitrat (NaNO_3) yang terekstraksi, impuritis lainnya seperti sodium sulfat (Na_2SO_4) dan Sodiun Klorida (NaCl) tidak terekstraksi.
- b. Jika proses *leaching* pada saat awal berisi garam proteksi maka yang dihasilkAn adalah kalsium sulfat (CaSO_4), magnesium sulfat (MgSO_4) dan kalium sulfat (K_2SO_4), garam sodium nitrat (NaNO_3) yang terlarut sedikit. Sodium sulfat NaSO_4 di dalam proses akan pecah dan sodiun nitrat (NaNO_3) yang dihasilkan atau terekstraksi akan lebih banyak. (*Othmer, 1978*).

Pada prinsipnya proses *Guggenheim* sama dengan proses *Shank*, hanya alatnya lebih disempurnakan sehingga kadar (NaNO_3) lebih besar yaitu sekitar 85-88%. Berikut merupakan blok diagram pembuatan sodiun nitrat(NaNO_3)



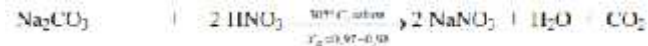
Gambar 2.1 Blocks Diagram Proses Guggenheim



3. Proses Sintesis

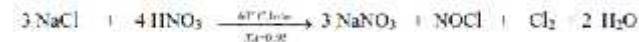
Macam-macam proses sintesis dalam pembuatan sodium nitrat NaNO_3 antara lain:

- Reaksi antara sodium karbonat (Na_2CO_3) dengan asam nitrat (HNO_3)



Proses ini berlangsung pada suhu 305-350 C pada tekanan vakum di dalam reactor fluidized bed. Reaksi ini akan menghasilkan produk sodium nitrat (NaNO_3) dengan Konversi sebesar 97-98% dari asam nitrat (HNO_3) (Patent 2535990, 1950).

- Reaksi antara sodium klorida (NaCl) dengan asam nitrat (HNO_3)



Proses ini berlangsung pada suhu 60 C pada tekanan 1 atm (Kobe, 1957), dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB). Besarnya konversi yang diperoleh adalah 95% terhadap sodium klorida (NaCl) (Patent 1978751, 1934).

Dalam proses sintesis menghasilkan kadar sodium nitrat (NaNO_3) yang lebih tinggi dari proses *Shank* dan *Guggenheim*, yaitu sebesar 90-99% (Othmer, 1978).

Tabel 2.1 Perbandingan Ketiga Jenis Proses Sintesis Natrium Nitrat

Jenis Proses	Keunggulan	Kelemahan
Proses <i>Shank</i>	Hanya memerlukan proses <i>treatment</i> pada sodium nitrat hasil penambangan	a. Kadar yang diperoleh hanya berkisar 60% b. Hanya bisa dilakukan di lokasi dimana natrium nitrat tersedia melimpah
Proses <i>Guggenheim</i>	Kurang lebih sama dengan proses <i>Shank</i> ,	Kurang lebih sama dengan Proses



	hanya saja pada proses ini proses ekstraksi dan pemakaian bahan bakar lebih efisien	<i>Shank</i> , hanya saja kadarnya lebih besar, yaitu berkisar 80-85%
Proses Sintesis	a. Kadar yang dihasilkan dapat mencapai 90-99% b. Bahan baku proses relatif lebih murah dan mudah didapat	Modal pembuatan pabrik dengan menggunakan proses ini biasanya relatif jauh lebih besar daripada kedua proses lainnya

II.2 Uraian Proses Terpilih

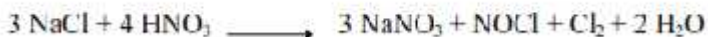
1. Alasan Pemilihan Proses

Proses yang diilih dalam pembuatan Sodium nitrat pada pabrik ini adalah proses sintesis antara sodium klorida dengan asam nitrat. Pemilihan proses ini didasarkan pada :

- Tingkat kemurnian hasil lebih tinggi yaitu $\pm 90 - 99 \%$ dibandingkan dengan proses *Shank* ($\pm 60\%$) maupun *Guggenheim* ($\pm 85\%$).
- Sintesis dari Sodium Klorida (NaCl) – Asam Nitrat (HNO_3) berlangsung dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) sehingga prosesnya relatif lebih sederhana dibandingkan dengan sintesis dari Sodium Karbonat (Na_2CO_3) – Asam Nitrat (HNO_3) yang berlangsung dalam reaktor *fluidized bed*.
- Sintesis dari Sodium Klorida (NaCl) – Asam Nitrat (HNO_3) berlangsung pada tekanan atmosferik sehingga proses produksi relatif lebih sederhana dibandingkan dengan sintesis dari sodium karbonat (Na_2CO_3) – asam nitrat (HNO_3)

2. Mekanisme Reaksi

Reaksi pembentukan Sodium Nitrat dari Sodium Klorida dan Asam Nitrat berdasarkan mekanisme reaksi sebagai berikut:



Sodium Klorida bereaksi dengan Asam Nitrat Membentuk Natrium Nitrat dan Asam Klorida terlebih dahulu. Selanjutnya HCl akan bereaksi dengan sisa HNO_3 yang belum bereaksi dengan NaCl sehingga membentuk air dan gas NOCl serta gas Cl_2 . Reaksi NaCl dan HNO_3 menjadi NaNO_3 berlangsung di dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) pada temperature 60°C dan tekanan 1 atm (Kobe, 1957).

3. Kondisi Operasi

Reaksi berjalan pada suhu 60°C dengan tekanan 1 atm. Pemilihan kondisi operasi tersebut didasarkan pada pertimbangan bahwa kondisi tersebut merupakan kondisi optimum untuk pembentukan Sodium Nitrat dari Sodium Klorida dan Asam Nitrat (Kobe, 1957). Selain itu juga karena pertimbangan untuk menjaga supaya Asam Nitrat tetap bereaksi dengan Sodium Klorida membentuk Sodium Nitrat karena Asam Nitrat kurang stabil jika pada suhu tinggi dan akan terdekomposisi menjadi gas NO_2 , H_2O dan O_2 (Othmer, 1997, vol 22). Pada rancangan pabrik Sodium Nitrat ini rasio mol reaktan antara Asam Nitrat dengan Natrium Klorida yang digunakan adalah 1,3:1, sehingga akan diperoleh konversi sebesar 95% terhadap NaCl (U.S. Patent 2215450, 1940).

Secara termodinamika reaksi pembentukan NaNO_3 dapat dilihat dari harga entalpinya. Jika harga entalpi bernilai positif maka reaksi itu berjalan secara endotermis, sedangkan jika harga entalpinya bernilai negatif maka reaksi tersebut berjalan secara eksotermis.

Tabel 2.2 harga ΔH_f°



Komponen	Hf°, kJ/mol
NaCl	-410,994
HNO ₃	-173,218
NaNO ₃	-466,683
NOCl	51,7142
Cl ₂	0
H ₂ O	-241,8

Pada proses pembentukan sodium nitrat (NaNO₃) terjadi reaksi sebagai berikut:



) Panas reaksi standar (H_r°)

$$H_r^\circ = H_f^\circ \text{ produk} - H_f^\circ \text{ reaktan}$$

$$H_r^\circ = (3. H_f^\circ \text{ NaNO}_3 + H_f^\circ \text{ NOCl} + H_f^\circ \text{ Cl}_2 + 2. H_f^\circ \text{ H}_2\text{O}) - (3. H_f^\circ \text{ NaCl} + 4. H_f^\circ \text{ HNO}_3)$$

$$H_r^\circ = (3.(-466,683) + 51,7142 + 0 + 2.(-241,8)) - (3.(-410,994) + 4.(-173,218))$$

$$H_r^\circ = -1.831,9348 - (-1.925,854)$$

$$H_r^\circ = +93.9192 \text{ kJ/mol}$$

Karena H_r° bernilai positif (+) maka reaksi bersifat endotermis.

Reaksi dijalankan pada kondisi isothermal sehingga suhu dalam reactor harus dijaga konstan pada 60 C maka digunakan reactor jenis RATB(Reaktor Alir Tangki Berpengaduk) karena ada pengadukan. Selain itu, fase reaktan adalah cair sehingga memungkinkan penggunaan reactor jenis ini. Untuk menjaga reaksi berjalan ada keadaan isothermal, yaitu pada suhu 60 C tersebut maka dimasukkan steam pada jaket reactor sebagai penyuplai panas.

Pada proses pembuatan Sodium Nitrat dengan bahan baku Sodium Klorida dan Asam Nitrat secara garis besar dapat dibagi empat tahap, yaitu:

1. Tahap penyimpanan bahan baku

Bahan baku Asam Nitrat disimpan pada fase cair dengan suhu 30° C dan tekanan 1 atm dalam tangki penyimpanan (F-112).



Sedangkann Sodium Klorida disimpan pada fase padat dengan suhu 30° C dan tekanan 1 atm dalam silo penyimpanan bahan baku (F-116).

Bahan baku Asam Nitrat diperoleh di pasaran dengan kemurnian 68% berat, sedangkan Sodiun Klorida (NaCl) diperoleh dengan kemurnian 95% berat.

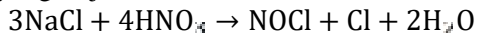
2. Tahap peyiapan bahan baku

Pada tahap ini bertujuan untuk menyiapkan bahan baku Asam Nitrat dan Sodiun Klorida. Sodiun Klorida dari F-116 diangkut menggunakan *belt conveyor* (J-117) menuju *mixer* (M-118) untuk dilarutkan dengan air. Kemudian dilairkan menuju *heat exchanger* (E-119) yang bertujuan untuk menaikkan suhu menjadi 60° C dengan pemanas *steam* kemudian diumpankan menuju reaktor (R-110).

Asam Nitrat dari F-112 dipompa menuju ke *heat exchanger* (E-114) untuk dinaikkan suhunya dari 30° C menjadi 60° C kemudian diumpankan menuju *reactor* untuk direaksikan dengan lariutan NaCl dari M-118.

3. Tahap pembentukan produk

Reaksi yang terjadi dalam reaktor :



Larutan NaCl dari M-118 dialirkan ke R-110. Perbandingan mol umpan larutan HNO₃ terhadap NaCl yang digunakan adalah 3:4 dengan konversi total sebesar 95% terhadap NaCl. Reaktor yang digunakan adalah jenis Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) buah yang bekerja secara seri dengan konversi 95% pada R-110.

Reaktor beroperasi secara isothermal pada suhu 60°C dan tekanan 1 atm. Reaksi yang terjadi adalah *endothermis*, maka untuk mempertahankan suhu dalam *reactor* diperlukan pemanas. Pada perancangan pabrik ini, pemanas yang digunakan adalah jaket dengan media pemanas *steam* yang mempunyai suhu masuk 130° C. Produk yang keluar dari reaktor terdiri dari larutan NaNO₃, H₂O, sisa NaCl dan sisa HNO₃, serta gas NOCl dan gas Cl₂.



4. Tahap pemurnian produk

Pada tahap ini bertujuan untuk memisahkan Sodium Nitrat dari air dan sisa reaktan lainnya sehingga diperoleh produk Sodium Nitrat dalam bentuk Kristal. Selain itu, tahap ini juga bertujuan untuk memisahkan gas NOCl dan Cl_2 sebagai produk samping.

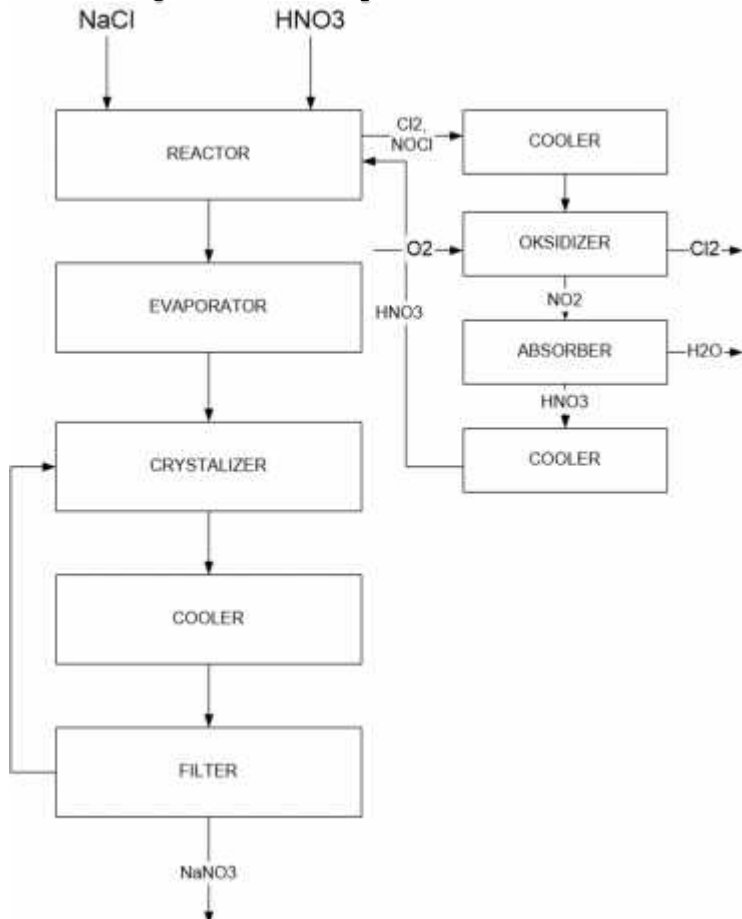
Tahap pemisahan dan pemurnian produk utama dan produk samping terdiri dari:

1. Larutan hasil reaksi dari R-110 yang telah mencapai konversi 95% terhadap NaCl dan selanjutnya diumpankan ke evaporator (V-210) untuk menguapkan kandungan sebagian air dan semua sisa Asam Nitrat dengan cara dipanaskan menggunakan *steam*. Larutan pekat hasil dari V-210 dialirkan menuju criztalizer X-220 suhu laurtan umpan diturunkan secara tiba-tiba menggunakan air pendingin sehingga nukleus-nukleus kristal terbentuk. Produk keluar dari X-220 berupa kristal dengan *mother liquornya* selanjutnya dipisahkan di dalam centrifuge (H-230)
2. centrifuge (H-220) mempunyai dua alairan produk keluar, yaitu Kristal yang akan diumpankan ke *rotary dryer* (B-240) dan *mother liquor* yang akan dialirkan ke evaporator (V-210) yang selanjutnya diturunkan suhunya terlebih dahulu di E-222 menjadi 60°C kemudian di *recycle* ke R-110 menggunakan udara panas untuk menguapkan kandungan airnya sehingga akan diperoleh produk kristal Sodium Nitrat yang selanjutnya akan disimpan di silo penyimpanan produk (F-249).
3. Gas hasil reaksi yang berupa campuran NOCl dan Cl_2 , dialirkan menuju Oxidizer (R-310) yang menghasilkan gas klorin dan gas Dinitrogen tetroxide. Gan dinitrogen tetroxide dialirkan menuju Menara absorber sehingga menghasikan gas NO_2 yang kemudian dirlairkan kedalam absorber dan ditambahkan H_2O untuk menghasilkan asam nitrat 45% dan selanjutnya diumpankan ke Menara Absorpsi (D-410). kemudian diturunkan suhunya dengan



cooler (E-414) yang menghasilkan asam nitrat sebesar 53 %. Selanjutnya asam Nitrat 53% di alirkan kedalam reactor untuk kembali direaksikan.

II. 3 Blok diagram Proses Terpilih



Gambar 2.2 Blocks Diagram Proses Terpilih

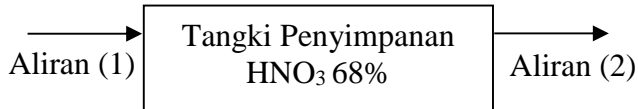
BAB III NERACA MASSA

Kapasitas Pabrik = 15.000 ton/tahun
 Operasi = 330 hari/tahun
 Satuan massa = kg
 Basis waktu = 1 jam

Perhitungan Neraca Massa

1. Tangki Penyimpanan HNO₃ 68%

Fungsi : Untuk menyimpan asam nitrat sebagai bahan baku pembuatan sodium nitrat.

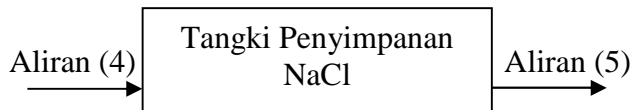


Tabel III.1 Neraca Massa Tangki penyimpanan HNO₃

Aliran Masuk (kg)		Aliran Keluar (kg)	
Aliran (1)		Aliran (2)	
HNO ₃	4720,47	HNO ₃	4720,47
H ₂ O	2221,40	H ₂ O	2221,40
Total	6941,86	Total	6941,86

2. Tangki Penyimpanan NaCl

Fungsi : Untuk menyimpan sodium hidroksida sebagai bahan baku pembuatan sodium nitrat.

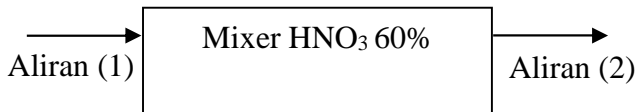


**Tabel III.2** Neraca Massa Tangki penyimpanan NaCl

Aliran Masuk (kg)		Aliran Keluar (kg)	
Aliran (4)		Aliran (5)	
NaCl	3283,58	NaCl	3283,58
Total	3283,58	Total	3283,58

3. Mixer HNO₃ 60%

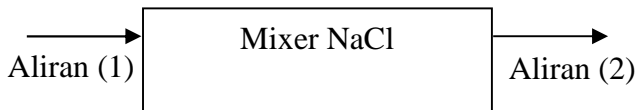
Fungsi : Untuk melarutkan Asam Nitrat 68% menjadi 60%

**Tabel III.1** Neraca Massa Tangki penyimpanan HNO₃

Aliran Masuk (kg)		Aliran Keluar (kg)	
Aliran (1)		Aliran (2)	
HNO ₃	4720,47	HNO ₃	4720,47
H ₂ O	2221,40	H ₂ O	3146,98
Aliran			
H ₂ O	925,68		
Total	7867,44	Total	7867,44

4. Mixer NaCl

Fungsi : Untuk melarutkan sodium klorida yang berbentuk padat menjadi larutan sebagai bahan baku



**Tabel III.1** Neraca Massa Tangki penyimpanan NaCl

Aliran Masuk (kg)		Aliran Keluar (kg)	
Aliran (1)		Aliran (2)	
NaCl	3283,58	NaCl	3283,58
		H ₂ O	9121,06
Aliran (1)			
H ₂ O	9121,06		
Total	7867,44	Total	12404,64

5. Reaktor Tangki Alir Berpengaduk

Fungsi : Untuk mereaksikan asam nitrat dan sodium klorida menjadi sodium nitrat dan air dengan konversi 95%

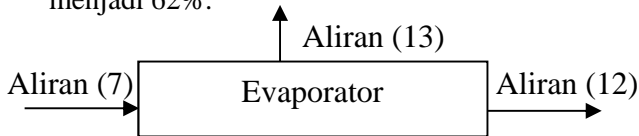
**Tabel III.3** Neraca Massa Reaktor Tangki Alir Berpengaduk

Aliran Masuk (kg)		Aliran Keluar (kg)	
Aliran (2)		Aliran (7)	
HNO ₃	4720,47	HNO ₃	164,17
H ₂ O	3146,98	NaCl	236,02
Aliran (4)		NaNO ₃	4536,62
NaCl	3283,58	H ₂ O	12909,09
H ₂ O	9121,06	NOCl	1164,63
		Cl ₂	1261,54
Total	20272,08	Total	20272,08



6. Evaporator

Fungsi : Untuk memekatkan larutan sodium nitrat dari 45% menjadi 62%.

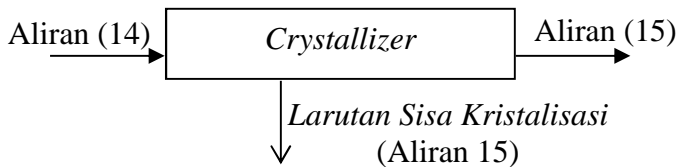


Tabel III.4 Neraca Massa Evaporator

Aliran Masuk (kg)		Aliran Keluar (kg)	
Aliran (7)		Aliran (12)	
HNO ₃	164,17	NaCl	236,02
NaCl	236,02	NaNO ₃	4536,62
NaNO ₃	4536,62	H ₂ O	4177,55
H ₂ O	12909,09	Aliran (13)	
		H ₂ O	3546,2
		HNO ₃	96
Total	17845,91	Total	17845,91

7. Crystallizer

Fungsi : Untuk membentuk kristal sodium nitrat.

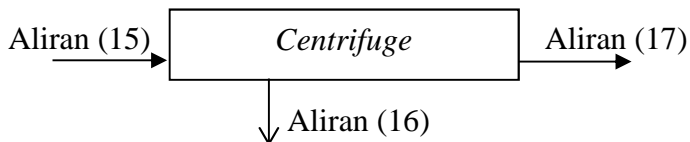


Tabel III.5 Neraca Massa *Crystallizer*

Aliran Masuk (kg)		Aliran Keluar (kg)	
Aliran (14)		Aliran (15)	
		Kristal	Larutan Sisa Kristalisasi
NaCl	236,02		NaCl 164,2
NaNO ₃	4536,62	NaNO ₃ 2906,48	NaNO ₃ 1630,14
H ₂ O	3546,2	H ₂ O 1848,2	H ₂ O 1698,1
Total	8247,02	Total	8247,02

8. *Centrifuge*

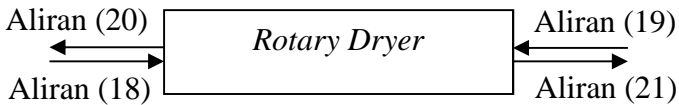
Fungsi : Memisahkan kristal sodium nitrat dengan hasil samping kristalisasi.

Tabel III.6 Neraca Massa *Centrifuge*

Aliran Masuk (kg)		Aliran Keluar (kg)	
Aliran (15)		Aliran (17)	Aliran (16)
NaCl	236,02	NaCl 1,64	NaCl 162,54
NaNO ₃	2906,48	NaNO ₃ 2848,35	NaNO ₃ cair 1688,27
NaNO ₃ Cair	1630,14	H ₂ O 150,86	H ₂ O 3395,36
H ₂ O	3546,2		
Total	8247,02	Total	8247,02

9. *Rotary Dryer*

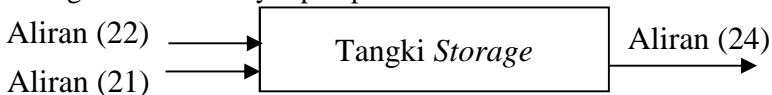
Fungsi : Untuk mengurangi kadar air pada kristal sodium nitrat hingga 1%

Tabel III.7 Neraca Massa *Rotary Dryer*

Aliran Masuk (kg)		Aliran Keluar (kg)	
Aliran (18)		Aliran (22)	
NaCl	1,64	NaCl	1,64
NaNO ₃	2848,35	NaNO ₃	2819,86
H ₂ O	150,86	H ₂ O	28,48
Jumlah	3000,8	Jumlah	2850,0
Aliran (19)		Aliran (21)	
Udara Kering	11687,90	Udara kering	11687,90
Uap air	525,96	Uap air	648,33
Jumlah	12213,85	Kristal NaNO ₃	28,48
		Jumlah	12364,71
Total	15214,69	Total	15214,69

10. *Tangki Storage*

Fungsi : Untuk menyimpan produk sodium nitrat



**Tabel III.10** Neraca Massa *Storage*

Aliran Masuk (kg)		Aliran Keluar (kg)	
Aliran (21)		Aliran (27)	
NaCl	1,64	NaCl	1,64
NaNO ₃	2819,86	NaNO ₃	2819,86
H ₂ O	28,48	H ₂ O	28,48
Total	2850,0	Total	2850,0

Spesifikasi Produk :

Tabel III.11 Spesifikasi Produk

Komponen	Berat (kg/jam)	Fraksi Berat
NaCl	1,64	0,000576069
NaNO ₃	2819,86	0,989429691
H ₂ O	28,48	0,009994239
Jumlah	2850,0	1

Berdasarkan standar konsentrasi sodium nitrat sebagai bahan intermediat proses industri adalah sebesar 90-99%. (Othmer, 1978). Maka, sodium nitrat (NaNO₃) yang dihasilkan sudah sesuai standar.



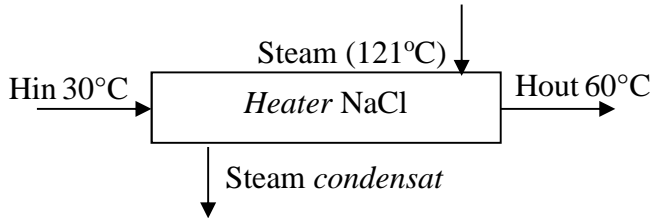
Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB IV NERACA PANAS

Kapasitas Produksi = 15.000 ton/tahun
 Operasi = 330 hari/tahun
 = 24 jam
 Satuan Panas = kJ
 Suhu *reference* = 25°C
 Basis waktu = 1 jam

1. Heater NaOH

Fungsi : Memanaskan larutan NaCl sebelum masuk reaktor

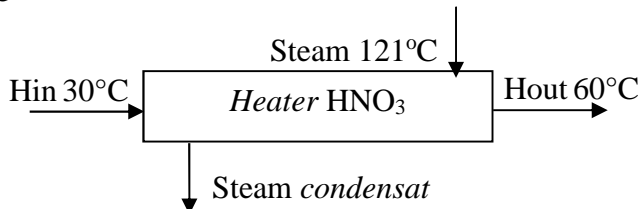


Tabel IV.1 Neraca Panas *Heater NaOH*

Neraca Energi Total			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H	250450,13	H	1755336,29
Qs	1584625,40	Qloss	79739,24
Total	1835075,53	Total	1835075,53

2. Heater HNO₃

Fungsi : Memanaskan larutan HNO₃ sebelum masuk reaktor



**Tabel IV.2** Neraca Panas Heater HNO_3

Neraca Energi Total			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
H	96323,29	H	674263,06
Qs	608892,35	Qloss	30444,62
Total	705215,65	Total	705215,65

3. Reaktor Tangki Alir Berpengaduk

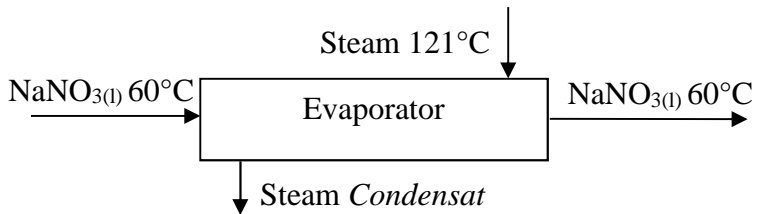
Fungsi : Untuk mereaksikan asam nitrat dan sodium klorida menjadi sodium nitrat, nitrosil klorida, klorin, dan air dengan konversi 95%.

**Tabel IV.3** Neraca Panas Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Neraca Energi Total			
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
Qbahan	2429599,35	Qbahan	2798993,80
Hreaksi	682837,96	Qserap	313443,50
Total	3112437,31	Total	3112437,31

4. Evaporator

Fungsi : Untuk memekatkan larutan Sodium Nitrat dari 45% menjadi 62%.

**Tabel IV.4** Neraca Panas Evaporator

Effect I

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
Qbahan	3569127,70	Qbahan	5252279,22
Steam (S)	8439559,23	Uap air (H ₂ O)	6756407,71
Total	12008686,93	Total	12008686,93

Effect II

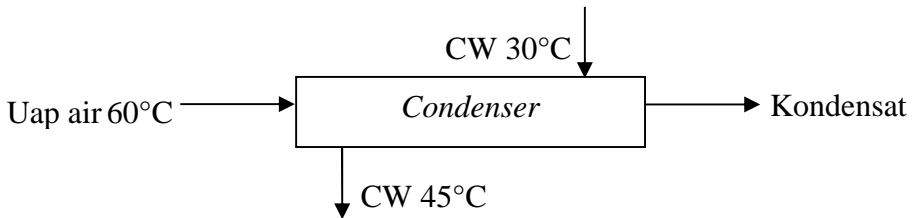
Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
Qbahan	5252279,22	Qbahan	3448086,15
Uap H ₂ O 1	5635494,32	Uap H ₂ O 2	7439687,39
Total	10887773,53	Total	10887773,53

Effect III

Masuk (kJ)		Keluar (kJ)	
Qbahan	3448086,15	Qbahan	1595240,31
Uap H ₂ O 2	6372233,11	Uap H ₂ O	8225078,95
Total	9820319,25	Total	9820319,25

5. Condenser

Fungsi : Untuk mengondensasi sebagian uap dan menjaga tekanan pada evaporator.

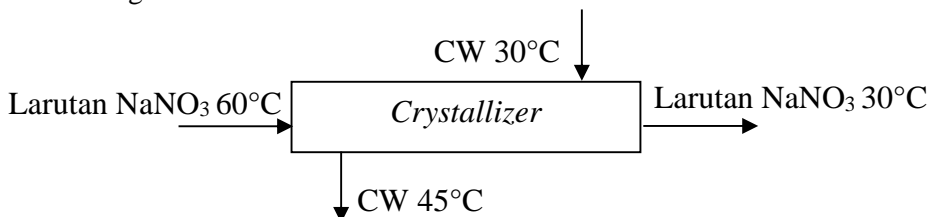


Tabel IV.5 Neraca Panas Condensor

Masuk		Keluar	
Entalpi (kJ)		Entalpi (kJ)	
H ₂ O (uap air)	8200234,5	H ₂ O (uap air)+ air	23417991,8
Air Pendingin	15217757,3		
Total	23417991,8	Total	23417991,8

6. *Crystallizer*

Fungsi : Untuk membentuk kristal sodium nitrat.



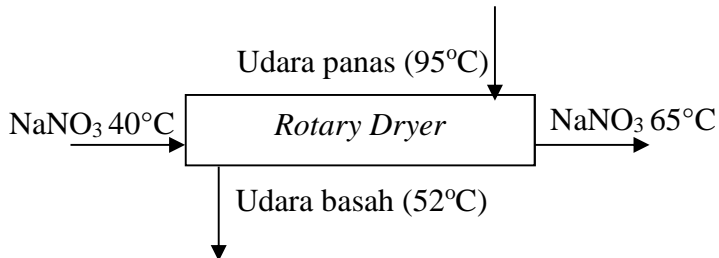
Tabel IV.6 Neraca Panas Crystallizer

Masuk		Keluar	
Entalpi (kJ)		Entalpi (kJ)	
Hin	1672471,84	Qkristalisasi	443369,75
Qserap	-1229102,09		
Total	443369,75	Total	443369,75



7. Rotary dryer

Fungsi : Untuk mengurangi kadar air pada kristal sodium nitrat hingga 1%



Tabel IV.7 Neraca Panas *Rotary Dryer*

Neraca Energi Total			
Entalpi Masuk (kJ)		Entalpi Keluar (kJ)	
Qbahan	17959,55	Qbahan	77121,4
Qudara	2978532,04	Qudara	2769545,61
		Qloss	149824,58
Total	2996491,59	Total	2996491,59



Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB V

SPESIFIKASI ALAT

1. Storage sodium klorida

Kode Alat	: F-120
Fungsi	: untuk menyimpan asam nitrat pada tekanan 1 atm dan temperatur 30°C
Tipe tangki	: Tangki dengan tutup bawah <i>Conical</i>
Jumlah tangki	: 1
Kapasitas tangki	: 8394,12 ft ³
Tinggi tangki	: 28,28 ft
Diameter tangki	: 18,85 ft

2. Tangki Penyimpan Asam Nitrat

Kode Alat	: F-110
Fungsi	: untuk menyimpan asam nitrat pada tekanan 1 atm dan temperatur 30°C
Tipe tangki	: <i>Cylindrical conical roof flat bottom tank</i>
Jumlah tangki	: 1
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-203 Grade C</i>
Kapasitas tangki	: 39679,33 m ³
Tinggi tangki	: 36 ft
Diameter tangki	: 36 ft
Tebal <i>Shell</i> per <i>Course</i> <i>Course 1</i>	: 0,69 in
Tinggi <i>head</i> tangki	: 6,3 ft
Tebal <i>head</i> tangki	: 0,188 in

3. Pompa Asam Nitrat

Kode Alat	: L-113
Fungsi	: untuk mengalirkan larutan HNO ₃ dari penampung menuju mixer
Jenis	: <i>Centrifugal pump</i>



Rate volumetrik : 0,0858 m³/menit
 Power pompa : 1 hp
 Perpipaan : 8 in sch 40
 Bahan : *Commercial Steel*
 Jumlah : 1 buah

4. Heater Asam Nitrat

Kode Alat : M-112
 Fungsi : untuk menaikkan suhu larutan HNO₃ sebelum masuk reaktor dari suhu 30°C hingga 60°C
 Jenis : *Jacket Heat Exchanger*
 Bahan : *Carbon steel SA 203 Grade C*
 Jumlah : 1
 Ukuran : **Shell side**
 ID : 12 in
 Baffle space : 4 in
 Passes : 1

5. Reaktor

Kode Alat : R-110
 Fungsi : untuk mereaksikan NaOH dengan HNO₃ pada suhu 60°C
 Bentuk : Silinder tegak berpengaduk dengan tutup atas dan bawah berbentuk torispherical dished head
 Bahan konstruksi : *Stainless steel SA 229*
 Jumlah : 1 buah
 Volume reaktor : 5341,43 ft³
 Diameter reaktor : 18 ft
 Tinggi reaktor : 18 ft
 Tebal head : 0,188 in
Pengaduk
 Jenis pengaduk : 6 blade turbin
 Diameter impeller, Da : 6



Daya motor : 0,47 Hp

6. Crystallizer

Kode Alat : k-3220
Fungsi : untuk membentuk kristal NaNO_3
Bentuk : tabung dengan bentuk head torispherical dished
Bahan konstruksi : Stainless steel SA 167
Jumlah : 1 buah
Volume crystallizer : 1017,44 ft³
Diameter crystallizer : 12 ft
Tinggi crystallizer : 10,47 ft
Tebal head : 0,188 in

Pengaduk

Jenis pengaduk : 6 flat blades turbin incline 45°
Diameter impeller, Da : 4 ft
Tebal pengaduk : 0,8 ft
Lebar pengaduk : 0,5 ft
Jumlah baffle : 4 buah
Lebar baffle : 1 ft
Daya motor : 10,22 Hp

7. Belt Conveyor

Kode Alat : J-121
Fungsi : untuk mentransportasikan kristal NaNO_3 hasil pemisahan pada centrifuge
Tipe : *Continues flow conveyor*
Jumlah : 2 buah
Kapasitas : 6,2183 ton
Lebar belt : 14 in
Tinggi conveyor : 10 ft
Panjang conveyor : 100,5 ft
Kemiringan : 15°



Lapisan belt	: 4
Speed	: 100 ft/menit
Daya motor	: 0,54 hp

8. Evaporator

Kode Alat	: V-210
Fungsi	: Untuk memekatkan larutan sodium nitrat dari 26% menjadi 50%

Efek I

Bahan konstruksi	: Carbon steel SA-203 Grade C
Tebal shell	: 0,1665 in
Ukuran tube	: 0,64 in
Panjang tube	: 16 ft
Jumlah tube	: 64 buah
Tebal conical	: 0,3983 in
Sudut conical	: 30°
Perpipaan	: 4 in sch 40

BAB VI UTILITAS

VI.1 Utilitas Secara Umum

Dalam suatu pabrik, peran dari utilitas sebagai unit pendukung operasional suatu proses produksi sangatlah penting. Semua sarana pendukung operasional suatu proses produksi tersebut disediakan dan disiapkan oleh suatu unit atau pabrik yang secara umum disebut pabrik utilitas. Dengan kata lain, utilitas merupakan suatu pabrik yang menyiapkan sarana pendukung suatu proses produksi pada suatu pabrik. Sarana utilitas pada pabrik Sodium Nitrat diantaranya adalah :

a. Air

Kebutuhan air pada pabrik Sodium Nitrat dipenuhi dari air sungai. Air digunakan untuk menghasilkan air pendingin, air *boiler* untuk menghasilkan *steam* dan air untuk keperluan sanitasi.

b. *Steam*

Steam dihasilkan dari unit boiler dan digunakan untuk proses produksi, yaitu pada *mixer* HNO_3 dan NaCl , Reaktor, dan Evaporator,

c. Listrik

Kebutuhan listrik pabrik dipenuhi dari PT.PLN Persero. Listrik pada pabrik digunakan untuk penerangan pabrik, dan proses produksi sebagai tenaga penggerak beberapa peralatan proses seperti pompa dan peralatan proses kontrol.

d. Bahan Bakar

Bahan bakar berfungsi untuk bahan bakar *boiler* dan pembangkit tenaga listrik.

VI.2 Syarat untuk Kebutuhan Air pada Pabrik Sodium Nitrat

1. Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan karyawan, laboratorium, perkantoran, pemadam kebakaran. Pada



umumnya air sanitasi harus memenuhi syarat kualitas yang ditentukan sebagai berikut :

a. Syarat fisik :

-) Suhu : Dibawah suhu udara sekitar
-) Warna : Jernih
-) Rasa : Tidak berasa
-) Bau : Tidak berbau
-) Kekeruhan : Kurang dari 1 mgr SiO_2 / liter

b. Syarat kimia :

-) pH = 6,5 – 8,5
-) Kesadahan kurang dari 70 CaCO_3
-) Tidak mengandung zat terlarut berupa zat organik dan zat anorganik
-) Tidak mengandung zat-zat beracun
-) Tidak mengandung logam berat, seperti Pb, Ag, Cr, Hg

c. Syarat Biologi :

-) Tidak mengandung kuman dan bakteri, terutama bakteri pathogen
-) Bakteri *Escherichia Coli* kurang dari 1/100 ml.

2. Air Pendingin

Tugas unit penyediaan air pendingin adalah untuk menyediakan air pendingin yang memenuhi syarat-syarat sebagai air pendingin untuk keperluan operasional pada kompresor, kondenser, dan kristalizer. Adapun faktor-faktor digunakannya air pendingin adalah sebagai berikut :

-) Air merupakan materi yang mudah didapat dalam jumlah besar
-) Mudah diatur dan dijernihkan
-) Dapat menyerap jumlah panas yang besar per satuan volume
-) Tidak mudah menyusut dengan adanya perubahan temperatur dingin
-) Tidak terdekomposisi



Syarat kualitas *cooling water* :

- a. Tidak mengandung *Hardness* dan Silika karena dapat menimbulkan kerak
- b. Tidak mengandung Besi karena dapat menimbulkan korosi
- c. Tidak mengandung minyak karena menyebabkan terganggunya *film corossion* pada inhibitor, menurunkan heat transfer dan memicu pertumbuhan mikroorganisme.

3. Air Boiler

Air umpan boiler adalah air yang akan menjadi fase uap di dalam boiler, dimana telah mengalami perlakuan khusus antara lain penjernihan dan pelunakan, walaupun air terlihat bening atau jernih, namun pada umumnya masih mengandung larutan garam dan asam yang dapat merusak peralatan boiler.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pengolahan Air Umpan Boiler :

- a. Zat-zat penyebab korosi
Korosi dalam ketel disebabkan karena tidak sempurnanya pengaturan pH dan penghilangan oksigen, penggunaan kembali air kondensat yang banyak mengandung bahanbahan pembentuk karat dan korosi yang terjadi selama ketel tidak dioperasikan.
- b. Zat penyebab '*scale foaming*'
Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.
- c. Zat penyebab *foaming*
Air yang diambil kembali dari proses pemanasan biasanya menyebabkan busa (*foam*) pada boiler, karena adanya zat-zat organik, anorganik dan zat tidak terlarut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalinitas tinggi. Sebelum air dari unit pengolahan air digunakan sebagai umpan boiler, dilakukan pelunakan air. Adapun tujuannya adalah untuk menghilangkan ion Mg^{2+} dan



Ca^{2+} yang mudah sekali membentuk kerak. Kerak akan menghalangi perpindahan proses panas sehingga akan menyebabkan *overheating* yang memusat dan menyebabkan pecahnya pipa.

VI.3 Tahapan Proses Pengolahan Air pada Pabrik Sodium Nitrat

a. Penyaringan dan Pemisahan

Tahap ini menggunakan *strainer* yang berfungsi untuk menyaring kotoran dari air sungai yang berukuran besar. Kemudian di pompa masuk ke dalam *skimming tank* untuk memisahkan air dengan minyak yang ikut terhisap dan kotoran yang larut dalam air dan mengendap (*slurry*).

b. Koagulasi dan Flokulasi

Tahap ini bertujuan untuk mengendapkan suspensi partikel koloid yang tidak terendapkan karena ukurannya sangat kecil dan muatan listrik pada permukaan partikel yang menimbulkan gaya tolak menolak antara partikel koloid. Untuk mengatasi masalah tersebut air dialirkan menuju tangki koagulasi dengan pengadukan cepat dan dilakukan penambahan koagulan berupa tawas ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) yang dapat memecahkan kestabilan yang ditimbulkan oleh muatan listrik tersebut. Hasil dari proses koagulasi didapatkan air dengan suasana asam. Kemudian, air dari tangki koagulasi dialirkan secara *over flow* kedalam tangki flokulasi dengan pengadukan lambat serta dengan menambahkan basa yaitu $\text{Ca}(\text{OH})_2$ sehingga pH dapat dinetralkan. Partikel-partikel koloid yang tidak stabil akan saling berkaitan sehingga terbentuk flok dengan ukuran besar dan mudah terendapkan. Setelah itu, air dari tangki flokulasi dialirkan secara *overflow* ke dalam *centerfeed clarifier*.

c. Pengendapan

Pengendapan dilakukan secara gravitasi dengan memakai *centerfeed clarifier* untuk mengendapkan flok yang



terbentuk pada proses koagulasi dan flokulasi pada proses sebelumnya. Faktor yang mempengaruhi proses ini antara lain adalah laju alir dan waktu tinggal. Air yang bersih masuk ke dalam *filter* sedangkan lumpur atau flok-flok yang terbentuk masuk ke dalam bak tangki *slurry*.

d. *Filtrasi*

Tahap ini dilakukan dengan menggunakan *sand filter* yang digunakan untuk menyaring padatan tersuspensi. Makin banyak partikel padatan tertahan di *filter*, *pressure drop* akan semakin besar. Hal ini menyebabkan naiknya level air. Pada batas tertentu *filter* perlu dibersihkan agar operasi berlangsung normal.

Pembersihan *filter* dilakukan dengan *backwash*. *Filter* ini berisi pasir silika dengan penempatan ukuran yang berbeda-beda tiap lapisannya. Untuk ukuran 0,2-0,6 mesh diposisikan di lapisan atas, kemudian dilanjutkan dengan ukuran 2-3 mesh dan lapisan paling bawah ukuran sekitar 3-5 mesh.

Keluar dari *sand filter* air tersebut sudah sesuai spesifikasi. Air dari tahap ini disimpan dalam tangki penampung air bersih yang akan dialirkan menggunakan pompa ke tiga unit, yaitu unit demineralisasi, unit air pendingin, dan unit air sanitasi.

g. *Demineralizing Plant*

Tugas unit demineralisasi adalah :

Mengolah air hasil penyaringan *sand filter* menjadi *demineralizing water* (air demin) yaitu air yang bebas mineral penyebab pengerasan dalam *boiler*. Mineral yang dimaksudkan adalah mineral seperti ion positif (Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^{+}) dan ion negatif (Cl^{-} , SO_4^{2-} , PO_4^{3-} dan lain-lain) yang dapat merusak alat dan mengganggu proses.

Proses pada *demineralizing plant* :

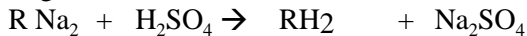
) **Kation Exchanger :**



Air kemudian dimasukan dari atas kedalam kation *exchanger*. Didalam kation *exchanger*, garam-garam Na, Ca, Mg, Ba diikat oleh resin kation dengan reaksi sebagai berikut:

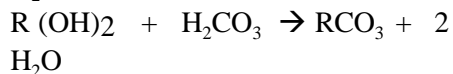
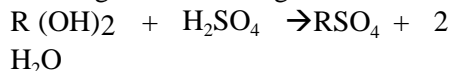


Daya tangkap ion tergantung dari kemampuan resin yang digunakan yaitu kemampuan menyerap $Ca^{2+} > Mg^{2+} > Na^+$. Pada kondisi tertentu resin kation tersebut jenuh dan perlu diregenerasi dengan larutan H_2SO_4 sebagai berikut :



) **Anion Exchanger :**

Dari bagian bawah kation *exchanger*, air kemudian dipompa masuk ke anion *exchanger*. Didalam anion *exchanger* berisi resin anion yang berfungsi mengikat (mengabsorb) sisa asam dengan reaksi sebagai berikut :



Sama halnya dengan kation *exchanger*, pada kondisi tertentu anion *exchanger* akan jenuh dengan indikasi adalah kadar silika lebih dari 0,1 ppm, pH air yang keluar turun, serta konduktivitas turun drastis. Anion yang sudah jenuh perlu diregenerasi dengan larutan *Caustic Soda*



(NaOH) 4% dengan reaksi sebagai berikut :



h. Deaerator dan Proses Boiler

Air demin dipompa ke Deaerator, untuk menghilangkan kandungan gas-gas pada air umpan boiler dan memasukkan penginjeksi *chemical hydrazine* ke dalam deaerator untuk mengikat oksigen yang terlarut dalam air umpan boiler. Selanjutnya air dipompa masuk ke dalam drum atas *Boiler*. Air didalam *tube boiler* (tipe pipa air) dipanasi, sehingga terbentuklah *steam*/uap. Uap yang terbentuk kemudian didistribusikan ke tangki penampung *steam* dan digunakan sesuai kebutuhan pabrik. *Steam* yang dihasilkan oleh sistem *boiler* pada pabrik Sodium Nitrat berupa *saturated steam* dengan tekanan 205,2 kPa.

VI.4 Utilitas pada Pabrik Sodium Nitrat

Pabrik sodium karbonat dari bahan sodium hidroksida dan asam karbonat menggunakan proses sintesis memiliki sarana utilitas berupa air, *steam* serta listrik. Berikut kebutuhan utilitas pada pabrik Sodium Nitrat:

VI.4.1 Air

Kebutuhan air untuk pabrik direncanakan diambil dari air sungai. Kebutuhan air pada pabrik Sodium Nitrat berasal dari air sungai Cimanuk Indramayu. Air yang sudah mengalami proses *treatment* kemudian akan digunakan untuk menghasilkan *steam* dari unit boiler, air untuk keperluan sanitasi dan air pendingin. Berikut ini jumlah kebutuhan air pada Pabrik Sodium Nitrat:

a. Air Sanitasi

Kebutuhan air sanitasi meliputi :

1. Air untuk karyawan



Diketahui :

Menurut standar WHO kebutuhan air untuk tiap orang adalah **$0,2 \text{ m}^3/\text{hari}$** .

Jumlah karyawan : 300 orang

Kebutuhan air untuk total karyawan : $60 \text{ m}^3/\text{hari}$

: $2,5 \text{ m}^3/\text{jam}$

2. Air untuk laboratorium

Direncanakan kebutuhan air untuk kebutuhan laboratorium adalah sebesar 20% dari kebutuhan karyawan, sehingga kebutuhan air untuk laboratorium adalah :

$$= 20\% \times 2,5 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,5 \text{ m}^3/\text{jam}$$

3. Untuk pemadam kebakaran dan cadangan Standar kebutuhan air untuk hidran kebakaran menurut SNI 19-6728.1-2002 sebesar 5% dari kebutuhan domestik (kebutuhan air karyawan), sehingga kebutuhan air adalah :

$$\text{Total Air Sanitasi} = 5 \times 2,5 \text{ m}^3 / \text{hari} = 0,125 \text{ m}^3 / \text{hari}$$

$$\text{Jadi total kebutuhan air sanitasi} = 3,125 \text{ m}^3 / \text{hari}$$

b. Air Pendingin

Jumlah kebutuhan untuk air pendingin didapatkan dari *Appendiks B-perhitungan neraca panas*. Air pendingin ini diperlukan pada beberapa alat di bawah ini :

Tabel VI.2 Kebutuhan Air Pendingin

No	Nama Alat	Massa	Satuan
1	Kondenser evaporator	133619,48	Kg/jam
2	Kristaliser	17677,00	Kg/jam
3	Kompresor	2403,29	Kg/jam
4	Kondenser Cl_2	1481,69	Kg/jam
5	Cooler NOCl	1864,12	Kg/jam
	Total	157045,58	Kg/jam



Densitas air pada suhu $30^{\circ}\text{C} = 995,68\text{kg/m}^3$

(Geankoplis, 2003)

$$\text{kebutuhan air pendingin} = \frac{157045,58 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 157,727 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Kebutuhan air make up = 20% x kebutuhan air pendingin

$$= 20\% \times 886,2867$$

$$= 31,545 \text{ m}^3/\text{jam}$$

c. Air Umpan Boiler

Air yang dibutuhkan = *steam* yang dibutuhkan. Berdasarkan perhitungan dari neraca panas, kebutuhan air umpan boiler untuk menghasilkan *steam* pada sistem pemrosesan ini berasal dari :

Tabel VI.3 Kebutuhan Air Boiler

No	Nama Alat	Massa	Satuan
1	Mixer NaCl	720,37	Kg/jam
2	Mixer HNO ₃	315,06	Kg/jam
3	Reaktor	270,88	Kg/jam
4	Evaporator	4574,54	Kg/jam
Total		5880,85	Kg/jam

Karena digunakan sistem sirkulasi untuk menghemat air, maka diasumsikan air umpan boiler yang ditambahkan selama pabrik dalam kondisi steady sebesar 20% dari total kebutuhan air umpan boiler.

Sehingga, kebutuhan air umpan boiler = 20%

$$= 1176,17 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Kebutuhan air total (dengan resirkulasi) adalah:

$$\text{- Air Sanitasi} = 3,125 \text{ m}^3/\text{jam}$$



- Air Bioler $= 1176,17 \text{ m}^3/\text{jam}$
- Air Pendingin $= 157,727 \text{ m}^3/\text{jam}$

VI.4.2 Unit Penyediaan Listrik

Listrik dibutuhkan selain untuk penerangan pabrik juga digunakan untuk menjalankan alat pabrik seperti pompa, *compressor*, dan lain-lain. Sedangkan pada peralatan utilitas digunakan untuk menggerakkan pengaduk pada pompa, tangki koagulasi, flokulasi, dan peralatan utilitas lainnya. Kebutuhan listrik di pabrik Sodium Nitrat ini diperoleh dari PLN wilayah setempat.

VI.4.3 Bahan Bakar

Kebutuhan bahan bakar pada pabrik Sodium Nitrat ini ada 2, yaitu minyak IDO (*Industrial Diesel Oil*) dan solar. Jika minyak IDO tidak mencukupi untuk bahan bakar diesel dan boiler maka digunakan bahan bakar solar. Minyak IDO dipompakan ke boiler dengan menggunakan gear pump, dimana kebutuhan untuk minyak IDO sebesar 2000-3000 liter/hari yang diperoleh dari Pertamina.

BAB VII

KESELAMATAN DAN KESEHATAN KERJA

VII.1 Pendahuluan

VII.1.1 Keselamatan dan Kesehatan Kerja Secara Umum

Keselamatan dan kesehatan kerja (K3) merupakan syarat mutlak yang harus dilaksanakan dalam suatu perusahaan sebagai usaha untuk mencegah dan mengendalikan kerugian yang diakibatkan dari adanya kecelakaan, kebakaran, kerusakan harta benda perusahaan dan kerusakan lingkungan serta bahaya-bahaya lainnya. Keselamatan dan kesehatan kerja harus mendapatkan perhatian yang lebih pada suatu pabrik terutama dalam studi pembuatan Sodium Nitrat dari Bahan Sodium Hidroksida dan Asam Nitrat menggunakan Proses Sintesis. Hal tersebut menyangkut kesehatan dan keselamatan kerja para karyawan dan keselamatan peralatan. Sebab dengan kesehatan kerja yang sangat baik akan membuat karyawan bekerja dengan baik karena para karyawan merasa nyaman dalam menjalankan tugasnya, sebaliknya apabila lingkungan kerja kurang baik misalnya ventilasi yang kurang baik, penerangan dan kebersihan yang kurang memadai, ruangan yang sangat padat, serta suhu yang sangat panas akan mengakibatkan menurunnya produktivitas kerja karyawan.

Sesuai dengan Peraturan Pemerintah Republik Indonesia Nomor 50 Tahun 2012 tentang Penerapan Sistem Manajemen Keselamatan dan Kesehatan Kerja yang menerangkan bahwa Keselamatan dan Kesehatan Kerja yang selanjutnya disingkat K3 adalah segala kegiatan untuk menjamin dan melindungi keselamatan dan kesehatan tenaga kerja melalui upaya pencegahan kecelakaan kerja dan penyakit akibat kerja. Perlindungan terhadap tenaga kerja dimaksudkan untuk menjamin hak-hak dasar pekerja/buruh dan menjamin kesamaan kesempatan serta perlakuan tanpa diskriminasi atas dasar apapun untuk mewujudkan kesejahteraan pekerja/buruh dan keluarganya dengan tetap memperhatikan perkembangan kemajuan dunia usaha sesuai



dengan yang sudah diatur dalam Peraturan Pemerintah Republik Indonesia Nomor 13 Tahun 2003 tentang Ketenagakerjaan.

Tujuan dari kesehatan dan keselamatan kerja adalah sebagai berikut:

- a. Agar setiap pegawai/tenaga kerja mendapat jaminan keselamatan dan kesehatan kerja baik secara fisik, sosial, dan psikologis.
- b. Agar setiap perlengkapan dan peralatan kerja digunakan sebaik-baiknya, selektif mungkin.
- c. Agar semua hasil produksi dipelihara keamanannya.
- d. Agar adanya jaminan atas pemeliharaan dan peningkatan kesehatan gizi pegawai/tenaga kerja.
- e. Agar meningkatkan kegairahan, keserasian kerja, dan partisipasi kerja.
- f. Agar terhindar dari gangguan kesehatan yang disebabkan oleh lingkungan atau kondisi kerja.
- g. Agar setiap pegawai/tenaga kerja merasa aman dan terlindungi dalam bekerja.

Kondisi pekerja sangat menentukan terjadinya kecelakaan kerja. Faktor-faktor yang menentukan kondisi pekerja yaitu:

- a) Kondisi Mental dan Fisik

Kondisi tersebut sangat berpengaruh dalam menjalankan proses produksi karena dengan kondisi mental dan fisik yang buruk dapat mengakibatkan kecelakaan kerja.

- b) Kebiasaan kerja yang baik dan aman

Pada saat melakukan pekerjaan, pekerja harus dapat dituntut untuk bekerja secara disiplin agar tidak lalai yang dapat mengakibatkan kecelakaan kerja.

- c) Pemakaian alat-alat pelindung diri

Kurangnya kesadaran dalam pemakaian alat-alat pelindung karena dirasa tidak nyaman oleh pekerja dapat mengakibatkan kecelakaan kerja.

Kesehatan kerja mencakup kegiatan yang bersifat komprehensif berupa upaya promotif, preventif, kuratif dan rehabilitatif. Upaya promotif berupa penyuluhan, pelatihan dan



peningkatan pengetahuan tentang upaya hidup sehat dalam bekerja, disamping kegiatan pencegahan (preventif) terhadap resiko gangguan kesehatan, lebih mengemuka dalam disiplin kesehatan kerja.

VII.1.2 Kecelakaan Kerja

Berdasarkan sumber UU No. 1 Tahun 1970 kecelakaan kerja adalah suatu kejadian yang tidak diduga semula dan tidak dikehendaki, yang mengacaukan proses yang telah diatur dari suatu aktifitas dan dapat menimbulkan kerugian baik korban manusia ataupun harta benda. Menurut UU No. 3 Tahun 1992 tentang jaminan sosial tenaga kerja, kecelakaan kerja adalah kecelakaan yang terjadi dalam pekerjaan sejak berangkat dari rumah menuju tempat kerja dan pulang ke rumah melalui jalan yang biasa atau wajar dilalui.

Berdasarkan undang-undang mengenai keselamatan dan kesehatan kerja dapat terlihat ada 3 aspek utama dari kecelakaan :

- a. Keadaan apapun yang membahayakan pada tempat kerja maupun di lingkungan kerja. *Hazard* ini untuk manusia menimbulkan cedera (*injury*) dan sakit (*illness*)
- b. Cedera dan sakit adalah hasil dari kecelakaan akan tetapi kecelakaan tidak terbatas pada cedera atau sakit saja.
- c. Jika dalam suatu kejadian menyebabkan kerusakan atau kerugian (*loss*) tetapi tidak ada cedera pada manusia, hal ini termasuk juga kecelakaan. Kecelakaan dapat menyebabkan *hazard* pada orang, kerusakan pada peralatan atau barang dan terhentinya proses pekerjaan.

Menurut Peraturan Pemerintah No.11 Th. 1979, kecelakaan dibagi menjadi 4 macam, antara lain:

1. Kecelakaan ringan, kecelakaan yang terjadi tetapi tidak menimbulkan hilangnya jam kerja.
2. Kecelakaan sedang, kecelakaan yang terjadi sehingga menimbulkan hilangnya jam kerja tetapi tidak menimbulkan cacat jasmani.



3. Kecelakaan berat, kecelakaan yang terjadi sehingga berakibat fatal dan menyebabkan cacat jasmani.
4. Kecelakaan mati, kecelakaan yang menyebabkan hilangnya nyawa manusia.

Berdasarkan teori dari Frank Bird Jr, menyebutkan bahwa kecelakaan disebabkan atas beberapa faktor berikut:

1. Penyebab langsung (*immediate causes*). Adalah faktor kecelakaan yang secara langsung bersinggungan dengan manusia dan kondisi lingkungan kerja. Faktor penyebab langsung tersebut dibagi menjadi dua faktor:

- a. *Substandard Action*

(Perilaku manusia yang tidak baik) adalah penyebab yang didasarkan pada perilaku manusia yang tidak mengikuti peraturan keselamatan kerja dan bertindak tidak aman. Contohnya: tidak menggunakan APD, menjalankan mesin tanpa ijin, bercanda dan melepas *barier* pada mesin. Kecelakaan yang disebabkan oleh manusia (karyawan), antara lain :

- ❖ Kurangnya pengetahuan dan keterampilan karyawan.
- ❖ Stress
- ❖ Tidak cocoknya karyawan dengan peralatan atau lingkungan kerja.
- ❖ Kurangnya motivasi kerja dan kesadaran karyawan akan keselamatan kerja.

- b. *Substandard Condition*

Kondisi lingkungan yang tidak aman adalah dimana lingkungan kerja, peralatan kerja yang mendukung terjadinya kecelakaan kerja. Sumber bahaya kecelakaan dari lingkungan fisik meliputi mesin-mesin, peralatan, bahan produksi, lingkungan kerja, penerangan dan lain-lain. Contohnya : Lingkungan kerja dekat dengan sumber panas, adanya sumber bising, tidak adanya tanda peringatan.



Kecelakaan yang terjadi karena faktor lingkungan akibat dari :

- Kesalahan perencanaan.
- Aus atau rusaknya peralatan.
- Kesalahan pada waktu pembelian.
- Terjadi ledakan karena kondisi operasi yang tidak terkontrol
- Penyusunan peralatan dan bahan produksi yang kurang tepat
- Lingkungan kerja yang tidak memenuhi persyaratan seperti panas, bising, salah penerangan dan lembab.

2. Sistem Manajemen

Kecelakaan yang disebabkan oleh manajemen adalah sebagai berikut :

-) Kurangnya perhatian manajer terhadap keselamatan kerja..
-) Kurangnya penerapan prosedur kerja dengan baik.
-) Kurangnya pengawasan terhadap kegiatan pemeliharaan, modifikasi dan berjalannya penerapan aspek-aspek keselamatan kerja di lapangan.
-) Tidak adanya inspeksi peralatan.
-) Kurangnya sistem penanggulangan terhadap bahaya.

3. Bahaya Mekanik

Kecelakaan yang disebabkan oleh benda-benda mekanik, antara lain :

-) Benda-benda bergerak atau berputar
-) Sistem pengamanan tidak bekerja atau tidak terpasang

4. Bahaya Kimia

Bahan-bahan kimia yang dapat membahayakan keselamatan dan kesehatan pekerja adalah bahan-bahan bersifat racun dan dapat merusak kulit bila tersentuh.

5. *Incident/Accident*. Terjadinya kontak dengan suatu benda, energi dan atau bahan *berhazard* sebagai efek dari ketiga penyebab diatas yang tidak dapat dikendalikan.



6. *Threshold limit*. Adalah nilai ambang batas dimana ketika seluruh penyebab tadi sudah melebihi nilai yang sudah ditentukan.
7. Kerugian. Konsekuensi dari terjadinya *incident/accident* baik terhadap manusia sebagai pekerja dan atau kerugian terhadap peralatan yang digunakan untuk menunjang pekerjaan.

Untuk meminimalkan terjadinya kecelakaan kerja ada beberapa hal yang harus diperhatikan, yaitu :

a. Bangunan pabrik

Bangunan gedung beserta alat-alat konstruksinya harus memenuhi persyaratan yang telah direkomendasikan oleh para ahli yang bersangkutan untuk menghindari bahaya-bahaya kebakaran, kerusakan akibat cuaca, gempa, petir, banjir dan lain sebagainya. Lingkungan sekitar pabrik harus dapat memberikan rasa aman dan nyaman bagi para pekerja serta penduduk sekitarnya. Jangan sampai kehadiran pabrik tersebut malah menimbulkan pencemaran bagi lingkungan sekitar sehingga mengakibatkan ketidaknyamanan bagi penduduk sekitar.

b. Ventilasi

Ruang kerja harus cukup luas, tidak membatasi atau membahayakan gerak pekerja, serta dilengkapi dengan sistem ventilasi yang baik sesuai dengan kondisi tempat kerjanya, sehingga pekerja dapat bekerja leluasa, aman, nyaman, karena selalu mendapatkan udara yang bersih.

c. Alat-alat bergerak

Alat-alat berputar atau bergerak seperti motor pada pompa ataupun kipas dalam *blower*, motor pada pengaduk harus selalu berada dalam keadaan tertutup, minimal diberi penutup pada bagian yang bergerak, serta harus diberi jarak yang cukup dengan peralatan yang lainnya, sehingga bila terjadi kerusakan akan dapat diperbaiki dengan mudah

d. Peralatan yang menggunakan sistem perpindahan panas

Peralatan yang memakai sistem perpindahan panas harus diberi isolator, misalnya: *Boiler, Condenser, Heater* dan



sebagainya. Disamping itu di dalam perancangan faktor keselamatan (*safety factor*) harus diutamakan, antara lain dalam hal pengelasan (pemilihan sambungan las), faktor korosi, tekanan (*stress*). Hal ini memegang peranan penting dalam mencegah terjadinya kecelakaan kerja, efisiensi dan produktivitas operasional, terutama untuk mencegah kehilangan panas pada alat-alat tersebut. Selain itu harus diupayakan agar suhu ruangan tidak terlalu tinggi dengan jalan memberi ruang (*space*) yang cukup untuk peralatan, mencegah kebocoran steam yang terlalu besar, serta pemasangan alat-alat kontrol yang sesuai

e. Sistem perpipaan

Pipa-pipa harus dipasang secara efektif supaya mudah menghantarkan fluida proses atau utilitas tanpa adanya kehilangan energi atau massa, dalam waktu yang tepat. Pipa-pipa tersebut juga harus diletakkan di tempat yang terjangkau dan aman sehingga mudah diperbaiki dan dipasang. Untuk pipa yang dilalui fluida panas harus diberi isolasi (berupa sabut atau asbes) dan diberi sambungan yang dapat memberikan fleksibilitas seperti (*U-bed*), *tee*, juga pemilihan *valve* yang sesuai untuk menghindarkan peledakan yang diakibatkan oleh pemuaiian pipa

f. Sistem kelistrikan

Penerangan di dalam ruangan harus cukup baik dan tidak menyilaukan agar para pekerja dapat bekerja dengan baik dan nyaman. Setiap peralatan yang dioperasikan secara elektris harus dilengkapi dengan pemutusan arus (sekring) otomatis serta dihubungkan dengan tanah (*ground*) dalam bentuk arde, untuk menjaga apabila sewaktu-waktu terjadi hubungan singkat. Pemeriksaan peralatan listrik secara teratur perlu dilakukan.

g. Karyawan

Seluruh karyawan dan pekerja, terutama yang menangani unit-unit vital, hendaknya diberi pengetahuan dan pelatihan khusus dalam bidang masing-masing, juga dalam bidang



kesehatan dan keselamatan kerja secara umum. Disamping itu pihak pabrik harus gencar memberikan penyuluhan tentang Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3), baik secara lisan maupun secara tertulis (berupa tanda-tanda bahaya/larangan serta peraturan pengoperasian peralatan yang baik dan benar pada tiap-tiap alat terutama yang berisiko tinggi). Dengan demikian diharapkan para karyawan akan mampu menangani kondisi darurat yang dapat terjadi sewaktu-waktu, setidaknya pada tahap awal.

VII.2 Alat Pelindung Diri (APD)

VII.2.1 Penjelasan APD Secara Umum

Sesuai dengan Peraturan Menteri Tenaga Kerja dan Transmigrasi Republik Indonesia Nomor Peraturan 08 Tahun 2010 yang menerangkan bahwa Alat Pelindung Diri yang selanjutnya disingkat APD adalah suatu alat yang mempunyai kemampuan untuk melindungi seseorang yang fungsinya mengisolasi sebagian atau seluruh tubuh dari potensi bahaya di tempat kerja. Pengusaha wajib menyediakan APD bagi pekerja/buruh di tempat kerja dan harus sesuai dengan Standar Nasional Indonesia (SNI) atau standar yang berlaku seperti yang sudah diatur dalam UU No. 08 tahun 2010. APD yang dimaksud meliputi :

- a. Pelindung kepala
- b. Pelindung mata dan muka
- c. Pelindung telinga
- d. Pelindung pernapasan beserta perlengkapannya.
- e. Pelindung tangan
- f. Pelindung kaki
- g. Pakaian pelindung
- h. Alat pelindung jatuh perorangan
- i. Pelampung (jika dibutuhkan)



VII.2.2 Syarat-syarat Alat Pelindung Diri

1. Memiliki daya cegah dan memberikan perlindungan yang efektif terhadap jenis bahaya yang dihadapi oleh tenaga kerja.
2. Konstruksi dan kemampuannya harus memenuhi standar yang berlaku.
3. Efisien, ringan, dan nyaman dipakai.
4. Tidak mengganggu gerakan-gerakan yang diperlukan.
5. Tahan lama dan pemeliharannya mudah.

VII.2.3 Jenis-jenis Alat Pelindung Diri Secara Umum

Penjelasan jenis-jenis alat pelindung diri yang tercantum dalam Peraturan Menteri Tenaga Kerja dan Transmigrasi Republik Indonesia Nomor 08 Tahun 2010 tentang Alat Pelindung Diri yaitu :

1. Alat Pelindung Kepala
Alat pelindung kepala adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi kepala dari benturan, terantuk, kejatuhan atau terpukul benda tajam atau benda keras yang melayang atau meluncur di udara, terpapar oleh radiasi panas, api, percikan bahan-bahan kimia dan suhu yang ekstrim. Jenis alat pelindung kepala terdiri dari helm pengaman (*safety helmet*), topi atau tudung kepala, penutup atau pengaman rambut, dan lain-lain.
2. Alat Pelindung Mata dan Muka
Alat pelindung mata dan muka adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi mata dan muka dari paparan bahan kimia berbahaya, paparan partikel-partikel yang melayang di udara dan di badan air, percikan benda-benda kecil, panas, atau uap panas, radiasi gelombang elektromagnetik, pancaran cahaya, benturan atau pukulan benda keras atau benda tajam. Jenis alat pelindung mata dan muka terdiri dari kacamata pengaman, *goggles*, tameng muka (*face shield*), masker selam, tameng muka dan kacamata pengaman dalam kesatuan (*full face masker*).



3. Alat Pelindung Telinga

Alat pelindung telinga adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi alat pendengaran terhadap kebisingan atau tekanan. Jenis alat pelindung telinga terdiri dari sumbat telinga (*ear plug*) yang digunakan di daerah bising dengan tingkat kebisingan sampai dengan 95 dB, dan penutup telinga (*ear muff*) yang digunakan di daerah bising dengan tingkat kebisingan lebih dari 95 dB.

4. Alat Pelindung Pernafasan Beserta Perlengkapannya

Alat pelindung pernapasan beserta perlengkapannya adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi organ pernapasan dengan cara menyalurkan udara bersih dan sehat dan/atau menyaring cemaran bahan kimia, mikro-organisme, partikel yang berupa debu, kabut (*aerosol*), uap, asap, gas/fume, dan sebagainya. Jenis alat pelindung pernapasan dan perlengkapannya terdiri dari masker, respirator, katrit, *canister filter*, *Re-breather*, *Airline respirator*, *Continues Air Supply Machine (Air Hose Mask Respirator)*, tangki selam dan regulator (*Self-Contained Underwater Breathing Apparatus/SCUBA*), *Self-Contained Breathing Apparatus (SCBA)*, dan *emergency breathing apparatus*.

5. Alat Pelindung Tangan

Pelindung tangan (sarung tangan) adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi tangan dan jari-jari tangan dari pajanan api, suhu panas, suhu dingin, radiasi elektromagnetik, radiasi mengion, arus listrik, bahan kimia, benturan, pukulan dan tergores, terinfeksi zat patogen (virus, bakteri) dan jasad renik. Jenis pelindung tangan terdiri dari sarung tangan yang terbuat dari logam, kulit, kain kanvas, kain atau kain berpelapis, karet, dan sarung tangan yang tahan bahan kimia.

6. Alat Pelindung Kaki

Alat pelindung kaki berfungsi untuk melindungi kaki dari tertimpa atau berbenturan dengan benda-benda berat,



tertusuk benda tajam, terkena cairan panas atau dingin, uap panas, terpajan suhu yang ekstrim, terkena bahan kimia berbahaya dan jasad renik, tergelincir. Jenis Pelindung kaki berupa sepatu keselamatan pada pekerjaan peleburan, pengecoran logam, industri, kontruksi bangunan, pekerjaan yang berpotensi bahaya peledakan, bahaya listrik, tempat kerja yang basah atau licin, bahan kimia dan jasad renik, dan/atau bahaya binatang dan lain-lain.

7. Pakaian Pelindung

Pakaian pelindung berfungsi untuk melindungi badan sebagian atau seluruh bagian badan dari bahaya temperatur panas atau dingin yang ekstrim, api dan benda-benda panas, percikan bahan-bahan kimia, cairan dan logam panas, uap panas, benturan (*impact*) dengan mesin, peralatan dan bahan, tergores, radiasi, binatang, mikroorganisme patogen dari manusia, binatang, tumbuhan dan lingkungan seperti virus, bakteri dan jamur. Jenis pakaian pelindung terdiri dari rompi (*Vests*), celemek (*Apron/Coveralls*), Jacket, dan pakaian pelindung yang menutupi sebagian atau seluruh bagian badan.

8. Alat Pelindung Jatuh Perorangan

Alat pelindung jatuh perorangan berfungsi membatasi gerak pekerja agar tidak masuk ke tempat yang mempunyai potensi jatuh atau menjaga pekerja berada pada posisi kerja yang diinginkan dalam keadaan miring maupun tergantung dan menahan serta membatasi pekerja jatuh sehingga tidak membentur lantai dasar. Jenis alat pelindung jatuh perorangan terdiri dari sabuk pengaman tubuh (*harness*), karabiner, tali koneksi (*lanyard*), tali pengaman (*safety rope*), alat penjepit tali (*rope clamp*), alat penurun (*descender*), alat penahan jatuh bergerak (*mobile fall arrester*), dan lain-lain.

9. Pelampung

Pelampung berfungsi melindungi pengguna yang bekerja di atas air atau dipermukaan air agar terhindar dari bahaya



tenggelam dan atau mengatur keterapungan (*buoyancy*) pengguna agar dapat berada pada posisi tenggelam (*negative buoyant*) atau melayang (*neutral buoyant*) di dalam air. Jenis pelampung terdiri dari jaket keselamatan (*life jacket*), rompi keselamatan (*life vest*), rompi pengatur keterapungan (*buoyancy control device*).

VII.3 Instalasi Pemadam Kebakaran

Unit Pemadam Kebakaran mutlak untuk setiap pabrik karena bahaya kebakaran mungkin terjadi dimanapun, terutama di tempat-tempat yang mempunyai instalasi pelistrikan. Kebakaran dapat disebabkan karena adanya api kecil, kemudian secara tidak terkontrol dapat menjadi kebakaran besar. Untuk meminimalkan kerugian material akibat bahaya kebakaran ini setiap pabrik harus memiliki dua macam instalasi pemadam kebakaran, yaitu :

-) Instalasi tetap : *hydran, sprinkel, dry chemical power*
-) Instalasi tidak tetap : *fire extinguisher*

Untuk instalasi pemadam tetap perangkatnya tidak dapat dibawa-bawa, diletakkan ditempat-tempat tertentu yang rawan bahaya kebakaran, misalnya: dekat reaktor, *boiler*, diruang operasi (Operasi Unit), atau *power station*. Sedangkan instalasi pemadam kebakaran tidak tetap perangkatnya dapat dibawa dengan mudah ke tempat dimana saja.

VII.4 Keselamatan dan Kesehatan Kerja pada Area Pabrik Sodium Nitrat

VII.4.1 Sistem yang Digunakan pada Pabrik Sodium Nitrat

1. Sistem Manajemen

Sesuai dengan Peraturan Pemerintah Republik Indonesia Nomor 50 Tahun 2012 tentang Penerapan Sistem Manajemen Keselamatan dan Kesehatan Kerja yang menjelaskan bahwa Sistem Manajemen Keselamatan dan Kesehatan Kerja yang selanjutnya disingkat SMK3 adalah bagian dari sistem manajemen perusahaan secara keseluruhan dalam rangka pengendalian resiko yang berkaitan dengan kegiatan kerja guna



terciptanya tempat kerja yang aman, efisien dan produktif. Adapun tujuan dari penerapan SMK3 bertujuan untuk :

- a. Meningkatkan efektifitas perlindungan keselamatan dan kesehatan kerja yang terencana, terukur, terstruktur dan terintegrasi.
- b. Mencegah dan mengurangi kecelakaan kerja dan penyakit akibat kerja dengan melibatkan unsur manajemen, pekerja/buruh, dan/atau serikat pekerja/serikat buruh
- c. Menciptakan tempat kerja yang aman, nyaman dan efisien untuk mendorong produktivitas.

Sistem manajemen pada pabrik sodium nitrat meliputi:

-) Pelaksanaan prosedur kerja dengan menggunakan buku pedoman Keselamatan Kerja.
 -) Pokok-pokok kebijaksanaan direksi dalam bidang K3.
 -) Pembuatan usaha-usaha untuk mengatasi bahaya yang mungkin timbul di tempat kerja.
2. Sistem Komunikasi
Yaitu tersedianya alat komunikasi yang menghubungkan antar unit baik dengan sistem telepon maupun dengan sistem *wireless* yang di *setting* berdasarkan tempat-tempat yang telah ditentukan untuk *start*, *stop*, dan *emergency* pengoperasian.
 3. Sistem Alarm Pabrik
Sistem alarm dalam pabrik digunakan untuk mendeteksi asap jika terjadi kebakaran atau tanda bahaya. Sehingga apabila terjadi bahaya sewaktu-waktu pada karyawan dapat segera mengetahui.
 4. Penggunaan Alat Pelindung Diri (APD)

VII.4.2 Alat Pelindung Diri yang Digunakan pada Pabrik Sodium Nitrat


Beberapa area untuk karyawan yang harus diperhatikan dalam pabrik demi keselamatan kerja yaitu :

**a. Area Tangki Penampung**

Pada tangki penampung di area pabrik Sodium Nitrat ini rata-rata pada kondisi temperatur kamar dan bertekanan atmosfer. Pada kawasan ini pekerja/karyawan diwajibkan menggunakan:

No	Nama Alat	Fungsi	Gambar
1.	welding glasses	untuk pencegahan awal jika terdapat partikel-partikel berbahaya akibat dari proses dan jika terjadi adanya kebocoran pada tangki yang jika terkena mata akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan	
2.	Sarung tangan kulit/PVC	untuk melindungi tangan dari panas terutama saat pengambilan sampel	
3.	Sepatu pengaman (safety shoes)	untuk melindungi kaki dari bahaya panas atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif dan terlindung dari kebocoran tangki	
4.	Safety helmet	untuk melindungi kepala dari bahaya panas atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif dan terlindung dari kebocoran tangki	




5.	Baju pelindung	sebagai pelindung badan	
----	----------------	-------------------------	--

b. Area Pompa

Pada daerah perpompaan ini pekerja/karyawan diwajibkan menggunakan:

No	Nama Alat	Fungsi	Gambar
1.	<i>Welding mask</i> atau <i>welding glasses</i>	sebagai pencegahan awal jika terjadi adanya kebocoran pada pipa penghubung pompa yang jika terkena mata akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan	
2.	Sarung tangan karet	untuk melindungi tangan dari bahaya listrik, larutan asam atau basa yang bersifat korosif	
3.	Sepatu pengaman (<i>safety shoes</i>)	untuk melindungi kaki dari bahaya panas atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif dan terlindung dari kebocoran tangki	
4.	<i>Safety helmet</i>	melindungi kepala dari bahaya terpercik aliran panas atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pompa atau pipa	



5.	Baju pelindung	sebagai pelindung badan	
----	----------------	-------------------------	---

c. Area Sistem Perpipaan

Pada kawasan perpipaan karyawan diwajibkan untuk pemakaian alat pelindung diri diantaranya:

No	Nama Alat	Fungsi	Gambar
1.	Sarung tangan karet sarung tangan kulit/PVC	untuk melindungi tangan dari bahaya larutan asam atau basa yang bersifat korosif untuk melindungi dari benda-benda tajam/kasar dan benda-benda bersuhu tinggi	
2.	Sepatu pengaman (<i>safety shoes</i>)	untuk melindungi kaki dari percikan aliran panas atau larutan asam atau basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pipa	
3.	<i>Safety helmet</i>	untuk melindungi kepala dari bahaya terpercik aliran panas atau larutan asam ataupun basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pompa atau pipa	
4.	Baju pelindung	sebagai pelindung badan	



d. Area Reaktor, *Evaporator*, *Crystallizer*

Pada daerah reaktor, *evaporator*, dan *crystallizer* ini karyawan diwajibkan menggunakan:


No	Nama Alat	Fungsi	Gambar
1.	<i>welding glasses</i>	untuk pencegahan awal jika terdapat partikel berbahaya akibat dari proses dan jika terjadi adanya kebocoran pada reaktor yang jika terkena mata akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan	
2.	Sarung tangan kulit/PVC	untuk melindungi dari benda-benda yang bersuhu tinggi ataupun fluida yang bersifat korosif	
3.	Sepatu pengaman (<i>safety shoes</i>)	untuk melindungi kaki dari bahaya kejatuhan benda-benda berat, terpercik aliran panas atau terlalu panasnya larutan asam atau basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran pada reaktor, <i>evaporator</i> atau <i>crystallizer</i>	
4.	<i>Safety helmet</i>	untuk melindungi kepala dari benturan benda-benda keras atau kejatuhan benda-benda keras	
5.	<i>Ear plug</i> <i>Ear muff</i>	(dapat menahan suara sampai 39dB) (dapat menahan suara sampai 41dB)	

**e. Area Rotary Dryer**

Pada daerah *rotary dryer* ini karyawan diwajibkan menggunakan:

No	Nama Alat	Fungsi	Gambar
1.	<i>Dust respirator</i>	sebagai masker dari debu yang berkonsentrasi untuk mencegah adanya gangguan pada organ pernapasan	
2.	<i>welding glasses</i>	untuk pencegahan awal jika ada partikel kecil yang berbahaya jika terkena mata dan akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan	
3.	Sarung tangan terpal	untuk melindungi tangan dari pekerjaan yang berhubungan dengan panas khususnya pada area <i>rotary dryer</i>	
4.	<i>(safety shoes)</i>	untuk melindungi kaki dari bahaya kejatuhan benda-benda berat	
5.	<i>Safety helmet</i>	untuk melindungi kepala dari benturan benda-benda keras atau kejatuhan benda-benda keras	
6.	Baju pelindung (<i>Cattle pack</i>)	sebagai pelindung badan dari radiasi panas pada sistem pengeringan (<i>rotary dryer</i>)	





7.	<i>Ear plug</i> <i>Ear muff</i>	(dapat menahan suara sampai 39dB) (dapat menahan suara sampai 41dB)	
----	--	--	--

f. Area *Heat Exchanger*

Pada daerah *heat exchanger* ini karyawan diwajibkan menggunakan:

No	Nama Alat	Fungsi	Gambar
1.	<i>welding glasses</i>	untuk pencegahan awal jika ada partikel-partikel berbahaya akibat dari proses dan jika terjadi adanya kebocoran pada <i>heat exchanger</i> yang jika fluida terkena mata akan menyebabkan iritasi atau bahkan kebutaan	
2.	Sarung tangan kulit/PVC	untuk melindungi dari benda-benda ataupun fluida yang bersuhu tinggi jika ada kebocoran	
3.	Sepatu pengaman (<i>safety shoes</i>)	untuk melindungi kaki dari bahaya kejatuhan benda-benda berat, terpercik larutan asam atau basa yang bersifat korosif akibat dari kebocoran <i>tube</i> pada <i>heat exchanger</i>	



4.	<i>Safety helmet</i>	untuk melindungi kepala dari benturan benda-benda keras atau kejatuhan benda-benda keras.	
5.	Baju pelindung	untuk melindungi badan dari fluida korosif	

VII.4.3 Keselamatan Pabrik yang Digunakan pada Area Pabrik Sodium Nitrat

1. Area Tangki Penampung

Pada tangki penampung bahan yang korosif, harus dilengkapi dengan sistem keamanan yang berupa:

-) Pemberian Label dan spesifikasi bahannya.
-) Serta pengecekan secara berkala oleh petugas K3

2. Area Pompa

Pada pompa harus dilengkapi dengan penutup pompa serta pengecekan secara berkala oleh petugas K3.

3. Area Sistem Perpipaan

Pada sistem perpipaan digunakan pengecatan secara berbeda pada tiap aliran fluida, misalnya fluida panas digunakan pipa yang sudah dicat warna merah, sedangkan aliran fluida dingin digunakan warna biru, serta pengecekan secara berkala oleh petugas K3. Selain itu penempatan perpipaan haruslah aman atau tidak mengganggu jalannya proses serta kegiatan dari para pekerja atau karyawan.

4. Area *Heat Exchanger*

Pada area *Heat Exchanger* khususnya *Heater* dilengkapi dengan isolator untuk mencegah terjadinya radiasi panas yang tinggi, sedangkan pada *Boiler* mempunyai level suara sampai batas 85 dB, serta pengecekan secara berkala oleh petugas K3.

**5. Area Pabrik secara Umum/Keseluruhan**

-) Disediakan jalan diantara *plant-plant* yang berguna untuk kelancaran transportasi para pekerja serta memudahkan pengendalian pada saat keadaan darurat (misalnya: kebakaran)
-) Disediakan *hydrant* disetiap *plant* (unit) untuk menanggulangi/pencegahan awal pada saat terjadi kebakaran/peledakan.
-) Memasang alarm disetiap *plant* (unit) sebagai tanda peringatan awal adanya keadaan darurat.
-) Disediakan pintu dan tangga darurat yang dapat digunakan sewaktu-waktu pada saat terjadi keadaan darurat.



Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB VIII INSTRUMENTASI

VIII.1 Instrumentasi Secara Umum

Instrumentasi merupakan sistem dan susunan yang dipakai di dalam suatu proses kontrol untuk mengatur jalannya proses agar diperoleh hasil sesuai dengan yang diharapkan. Di dalam suatu pabrik kimia, pemakaian instrumen merupakan suatu hal yang penting karena dengan adanya rangkaian instrumen tersebut maka operasi semua peralatan yang ada di dalam pabrik dapat dimonitor dan dikontrol dengan cermat, mudah dan efisien. Dengan demikian, kondisi operasi selalu berada dalam kondisi yang diharapkan.

Secara garis besar, alat-alat kontrol dapat diklasifikasikan atas:

- a. Penunjuk (*Indicator*)
Indicator adalah suatu alat yang (biasanya terletak pada tempat dimana pengukuran untuk proses tersebut dilakukan) memberikan harga dari besaran (variabel) yang diukur. Besaran ini merupakan besaran sesaat.
- b. Pengirim (*Transmitter*)
Aalah satu elemen dari sistem pengendalian proses. Untuk mengukur besaran dari suatu proses digunakan alat ukur yang disebut sebagai sensor (bagian yang berhubungan langsung dengan medium yang diukur), dimana transmitter kemudian mengubah sinyal yang diterima dari sensor menjadi sinyal standart. Transmitter adalah alat yang mengukur harga dari suatu besaran seperti suhu, tinggi permukaan dan mengirim sinyal yang diperolehnya keperalatan lain misal recorder, indicator atau alarm.
- c. Pencatat (*Recorder*)
Recorder (biasanya terletak jauh dari tempat dimana besaran proses diukur), bekerja untuk mencatat harga-harga yang diperoleh dari pengukuran secara kontinyu atau secara periodik.

d. Pengatur (*Controller*)

Controller adalah suatu alat yang membandingkan harga besaran yang diukur dengan harga sebenarnya yang diinginkan bagi besaran itu dan memberikan sinyal untuk pengkoreksian kesalahan, jika terjadi perbedaan antara harga besaran yang diukur dengan harga besaran yang sebenarnya.

e. Katup pengatur (*Control valves*)

Sinyal koreksi yang dihasilkan oleh *controller* berfungsi untuk mengoperasikan *control valve* untuk memperbaiki atau meniadakan kesalahan tersebut. Biasanya *controller* ditempatkan jauh dari tempat pengukuran. *Controller* juga dapat berfungsi (dilengkapi) untuk dapat mencatat atau mengukur.

Instrumentasi selain digunakan untuk mengetahui kondisi operasi juga berfungsi untuk mengatur nilai-nilai variabel proses, baik secara manual maupun secara otomatis untuk mengingatkan operator akan kondisi yang kritis dan berbahaya. Tujuan dari pemasangan alat instrumentasi bagi perencanaan suatu pabrik sebagai berikut:

1. Untuk menjaga proses instrumentasi agar tetap aman, yaitu dengan cara:
 - Mendeteksi adanya kondisi yang berbahaya sedini mungkin, dan membuat tanda-tanda bahaya secara *interlock* otomatis jika kondisi kritis muncul.
 - Menjaga variabel-variabel proses benda pada batas kondisi yang aman.
2. Menjaga jalannya suatu proses produksi agar sesuai dengan yang dikehendaki.
3. Menekan biaya produksi serendah mungkin dengan tetap memperhatikan faktor-faktor yang lainnya atau efisiensi kerja.
4. Menjaga kualitas agar tetap berada dalam standar yang ditetapkan.



5. Memperoleh hasil kerja yang efisien.
6. Membantu dalam keselamatan kerja bagi pekerja dan karyawan pabrik.

Pengendalian variabel proses dapat dilakukan secara manual maupun secara otomatis. Pengaturan secara manual, biasanya peralatan yang dikontrol hanya diberi instrument penunjuk atau pencatan saja, sedangkan untuk pengendalian secara otomatis diperlukan beberapa elemen, yaitu :

1. Sensor
Sensor adalah suatu alat yang sangat sensitif terhadap perubahan besaran fisik yang terjadi dalam suatu proses.
2. Elemen penguat
Elemen penguat berfungsi untuk mengubah perubahan besaran fisik yang dideteksi oleh sensor menjadi signal yang dapat dibaca oleh *controller*.
3. *Controller*
Controller merupakan elemen yang berfungsi mengatur besaran proses agar tetap sesuai dengan kondisi yang dikehendaki (sesuai dengan set point yang diinginkan) agar peralatan produksi dapat beroperasi secara optimum.
4. Element pengontrol akhir
Element yang berfungsi untuk mewujudkan signal koreksi dari *controller* menjadi aksi yang dapat mengembalikan kondisi variabel proses ke harga yang telah ditetapkan.

Faktor-faktor yang diperlukan dalam pemilihan instrumentasi adalah:

-) *Sensitivity*
 -) *Readability*.
 -) *Accuracy*
 -) *Precision*
 -) Bahan konstruksi serta pengaruh pemasangan peralatan instrumentasi pada kondisi proses.
 -) Faktor – faktor ekonomi
-

**VIII.2 Jenis-Jenis Alat Kontrol dalam Bidang Industri :**

1. *Temperature Indicator* (TI)
Fungsi : untuk mengetahui temperatur operasi pada alat dengan pembacaan langsung pada alat ukur tersebut. Jenis *temperature indicator* yang biasa digunakan antara lain : *Thermometer*, Termokopel.
2. *Temperature Controller* (TC)
Fungsi : untuk mengendalikan atau mengatur temperatur operasi sesuai dengan kondisi yang diminta.
3. *Temperature Recorder Controlller* (TRC)
Fungsi : untuk mencatat dan mengendalikan temperatur operasi.
4. *Pressure Indicator* (PI)
Fungsi : untuk mengetahui tekana operasi pada alat dengan pembacaan langsung pada alat ukur tersebut. Jenis *pressure indicator* yang biasa digunakan antara lain : *Pressure Gauge*.
5. *Pressure Controller* (PC)
Fungsi : untuk mengendalikan tekanan operasi sesuai dengan kondisi yang diminta .
6. *Pressure Recorder Controller* (PRC)
Fungsi : untuk mencatat dan mengatur tekanan dalam alat secara terus menerus sesuai dengan kondisi yang diminta.
7. *Flow Controller* (FC)
Fungsi : untuk menunjukkan dan mengendalikan laju suatu aliran dalam suatu peralatan seperti yang telah ditetapkan. Jenis *flow controller* yaitu *control valve*.
8. *Flow Recorder Controller* (FRC)
Fungsi : untuk mencatat dan mengatur debit aliran cairan secara terus menerus.
9. *Level Indicator* (LI)
Fungsi : untuk mengetahui tinggi cairan dalam suatu alat.
10. *Level Controller* (LC)
Fungsi : untuk mengendalikan tinggi cairan dalam suatu alat



sehingga tidak melebihi dari batas yang ditentukan.

11. *Level Recorder Controller* (LRC)

Fungsi : untuk mencatat dan mengatur, serta mengendalikan tinggi cairan dalam suatu alat.

VIII.3 Instrumentasi pada Pabrik Sodium Nitrat

Instrumentasi-instrumentasi yang digunakan pada pabrik Sodium Nitrat adalah sebagai berikut :

1. Tangki Penampungan NaOH

- *Level Controller*

Fungsi : untuk mengendalikan keringgian NaOH dalam tangki

2. Tangki Penampungan HNO₃

- *Level Controller*

Fungsi : untuk mengendalikan ketinggian HNO₃ dalam tangki

3. Reaktor

- *Temperature Controller*

Fungsi : untuk mengendalikan temperatur pada reaktor

4. Evaporator

- *Pressure Controller*

Fungsi : untuk mengendalikan atau mengatur tekanan operasi yang sesuai pada evaporator

5. *Crystallizer*

- *Temperature Controller*

Fungsi : untuk mengendalikan atau mengatur temperatur sesuai dengan kondisi operasi pada *crystallizer*.



6. *Heat Exchanger*

- *Temperature Controller*

Fungsi : untuk mengendalikan temperatur bahan keluar dari *heat exchanger*

7. *Rotary Dryer*

- *Temperature Controller*

Fungsi : untuk mengendalikan atau mengatur temperatur udara kering masuk yang sesuai dengan kondisi operasi pada *rotary dryer*

Tabel VIII.1 Sistem Kontrol Pabrik Sodium Nitrat

No.	Nama Alat	Instrumentasi
1.	Tangki Penampungan NaOH	<i>Level Controller (LC)</i>
2.	Tangki Penampungan HNO ₃	<i>Level Controller (LC)</i>
3.	Reaktor	<i>Temperature Controller (TC)</i>
4.	Evaporator	<i>Pressure Controller (PC)</i>
5.	<i>Crystallizer</i>	<i>Temperature Controller (TC)</i>
6.	<i>Heat Exchanger</i>	<i>Temperature Indicator (TC)</i>
7.	<i>Rotary Dryer</i>	<i>Temperature Controller (TC)</i>

BAB IX

PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA

Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 32 Tahun 2009 Tentang Perlindungan dan Pengelolaan Lingkungan Hidup menjelaskan bahwa limbah adalah sisa suatu usaha dan/atau kegiatan. Bahan berbahaya dan beracun yang selanjutnya disingkat B3 adalah zat, energi, dan/atau komponen lain yang karena sifat, konsentrasi, dan/atau jumlahnya, baik secara langsung maupun tidak langsung, dapat mencemarkan dan/atau merusak lingkungan hidup, dan/atau membahayakan lingkungan hidup, kesehatan, serta kelangsungan hidup manusia dan makhluk hidup lain. Sehingga limbah bahan berbahaya dan beracun yang selanjutnya disebut Limbah B3, adalah sisa suatu usaha dan/atau kegiatan yang mengandung B3.

Pengelolaan limbah B3 adalah kegiatan yang meliputi pengurangan, penyimpanan, pengumpulan, pengangkutan, pemanfaatan, pengolahan, dan/atau penimbunan. Kemudian dijelaskan mengenai kewajiban untuk melakukan pengelolaan B3 merupakan upaya untuk mengurangi terjadinya kemungkinan risiko terhadap lingkungan hidup yang berupa terjadinya pencemaran dan/atau kerusakan lingkungan hidup, mengingat B3 mempunyai potensi yang cukup besar untuk menimbulkan dampak negatif.

Upaya pengelolaan limbah dapat dilakukan dengan melaksanakan konsep 4R, yaitu:

-) *Reduce*, minimalisasi sampah dari sumber
-) *Reuse*, memanfaatkan kembali sampah
-) *Recovery*, melakukan upaya untuk perolehan kembali bahan-bahan yang berguna.
-) *Recycle*, melakukan pemrosesan sehingga menghasilkan produk lainnya

Pengendalian pencemaran akan membawa dampak positif bagi lingkungan karena akan menyebabkan kesehatan masyarakat yang lebih baik, kenyamanan hidup lingkungan sekitar yang lebih



tinggi, kerusakan materi yang rendah, dan yang penting adalah kerusakan lingkungan yang rendah. Faktor utama yang harus diperhatikan dalam pengendalian pencemaran ialah karakteristik dari pencemar dan hal tersebut bergantung pada jenis dan konsentrasi senyawa yang dibebaskan ke lingkungan, kondisi geografis sumber pencemar, dan kondisi meteorologis lingkungan.

Dalam pabrik Sodium Nitrat selama proses produksi menghasilkan limbah yang perlu diolah terlebih dahulu sebelum dibuang ke lingkungan. Limbah yang dihasilkan ada 1 macam yaitu :

1. Limbah Cair

Limbah cair berupa *waste water* yang berasal dari hasil samping proses sintesis yang berupa air buangan akhir proses yang mengandung sedikit komponen sodium nitrat, NaOH dan HNO_3 , air buangan dari pemakaian sanitasi dan air sisa *blowdown* boiler, serta sisa pencucian mesin dan peralatan pabrik, seperti oli atau minyak pelumas bekas. Dari limbah tersebut, akan menimbulkan jumlah BOD dan COD meningkat serta terdapat beberapa limbah yang termasuk ke dalam golongan limbah B3 sehingga berbahaya apabila langsung dibuang ke lingkungan, oleh karena itu perlu pengolahan terlebih dahulu untuk mengatasi limbah tersebut.

2. Limbah gas

Limbah gas dihasilkan dari *flue gas* hasil pembakaran pada ketel uap/*boiler*. *flue gas furnace* mengandung SO_2 dan NO_2 .

Penanganan Limbah pada Pabrik Sodium Nitrat

1. Pengolahan Limbah Cair

- a. Netralisasi

Limbah cair yang terdiri dari air buangan akhir proses yang mengandung sedikit komponen sodium nitrat, buangan air sanitasi serta sisa *blowdown* boiler ditampung dalam *waste water tank*, kemudian dialirkan menuju kolam netralisasi. Pengolahan secara netralisasi dilakukan dengan



cara mengukur pH dari limbah dengan menggunakan *converter*. Jika pH berada pada rentang 6-9 maka dilanjutkan pada pengujian kandungan BOD dan COD. Jika pH diluar rentang tersebut maka pH dilakukan injeksi bahan kimia. Jika $\text{pH} < 6$, maka diinjeksi air kapur atau $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dengan konsentrasi tertentu dalam kolam netralisasi untuk menjaga pH sekitar 6,5 8,5 yang merupakan pH ideal untuk pertumbuhan mikroorganisme dan membantu dalam pengendapan *sludge*.

b. Aerasi

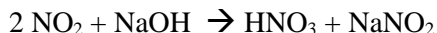
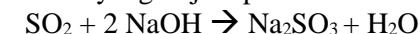
Setelah proses netralisasi, kemudian air limbah dialirkan menuju kolam aerasi untuk mengurangi kadar COD dan BOD yang terdapat pada air limbah yaitu dengan cara aerob. Penambahan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ pada proses netralisasi mengakibatkan pH menjadi basa, sehingga kotoran yang ada dapat mudah mengendap. Selain itu, penambahan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ tersebut juga dimaksudkan untuk mengurangi bau pada air limbah. Kemudian mengondisikan air limbah tersebut pada suhu dibawah 40°C . Setelah itu, memisahkan air limbah dari lumpur pada air limbah. Selanjutnya air limbah dialirkan menuju kolam aerasi. Dalam kolam aerasi, dilakukan pengadukan dibantu oleh alat deaerator dan ditambahkan nutrisi secara kontinyu pada kolam tersebut. Setelah proses aerasi, air limbah dialirkan menuju *clarifier* untuk memisahkan air jernih dan lumpur yang mengendap. Air masuk *clarifier* tidak boleh mengandung daun, plastik dan lain-lain, karena dapat menyumbat pompa. Kotoran yang mengapung pada tangki *clarifier* harus dibersihkan. Setelah itu air jernih yang mengalir pada talang *clarifier* sebagai *outlet*. Endapan lumpur aktif dipindahkan ke dalam tangki penyimpanan slurry. Air limbah dianalisis berdasarkan pH, warna, bau, BOD (*Biochemical Oxygen Demand*), COD (*Chemical Oxygen Demand*), dan TSS (*Total Suspended Solid*). Sedangkan lumpur dipompa balik ke kolam aerasi. Setelah air limbah yang telah dianalisa tersebut dinyatakan telah memenuhi baku mutu air limbah cair, maka air limbah dialirkan menuju



sungai.

2. Pengolahan Limbah Gas

Untuk pengolahan limbah gas yang berupa emisi SO_2 dan NO_2 digunakan proses absorpsi. Proses absorpsi bertujuan untuk mengolah limbah gas, dimana *off gas* keluaran pada proses pembakaran *furnace* gas hasil pembakaran bahan bakar minyak berupa SO_2 dan NO_2 akan dialirkan menuju tangki absorber dimana gas akan dikontakkan dengan larutan NaOH encer sehingga gas akan terabsorpsi. Pada pengolahan limbah ini diharapkan gas-gas seperti SO_2 dan NO_2 serta zat organik dapat terabsorpsi. Reaksi yang terjadi pada absorber:



Kemudian air keluaran tersebut dialirkan menuju bak penampung untuk diolah pada tahapan selanjutnya untuk pengolahan limbah cair.

3. Pengolahan Limbah Minyak Pelumas Bekas

Minyak pelumas yang telah terpakai untuk generator, pompa dan mesin lain dikumpulkan dan dijual kepada pengumpul pelumas bekas.

BAB X KESIMPULAN

Dari hasil perhitungan dan perencanaan “Pabrik Sodium Nitrat dari Bahan Sodium Hidroksida dan Asam Nitrat Menggunakan Proses Sintesis” dapat diperoleh kesimpulan sebagai berikut :

1. Rencana Operasi

Pabrik Sodium Nitrat ini direncanakan beroperasi secara kontinyu selama 330 hari operasi/tahun dan 24 jam/hari.

2. Kapasitas Produksi

Kapasitas produksi pabrik sodium nitrat ini sebesar 15000 ton/tahun.

3. Bahan baku utama pada pabrik Sodium Nitrat ini terdiri dari :

J	NaOH	= 3283,58 kg/hari
	HNO ₃	= 4720,47 kg/hari

4. Produk

Produk yang dihasilkan adalah kristal NaNO₃ sebesar 98,7%

5. Utilitas

Kebutuhan utilitas pada pabrik Aluminium Sulfat ini sebagian besar berasal dari air (*water treatment*) yang digunakan untuk :

J	Air sanitasi	=	3,125	m ³ /jam
	Air pendingin	=	157,23	m ³ /jam
	Air umpan boiler	=	1175,17	m ³ /jam
		=	1335,525	m ³ /jam

6. Limbah yang dihasilkan

J	Limbah cair	:	<i>waste water</i> yang berupa hasil samping proses sintesis, air buangan sanitasi, air sisa blowdown boiler, dan sisa oli atau minyak pelumas bekas.

J	Limbah gas	:	<i>flue gas</i> hasil pembakaran pada ketel uap/boiler
---	------------	---	--



Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR NOTASI

No	Notasi	Keterangan	Satuan
1	m	massa	kg
2	BM	Berat molekul	g/gmol
3	T	Suhu	°C/°F/K
4	cp	Heat Capacity	kcal/kg°C
5	H _f	Enthalpy pembentukan	kcal/kmol
6	H _f	Enthalpy product	kcal
7	H	Enthalpy	kcal
8	H _v	Enthalpy vapor	kcal/kg
9	H _l	Enthalpy liquid	kcal/kg
10	Q	Panas	kcal
11		Densitas	gram/cm ³
12		Efisiensi	%
13	μ	Viskositas	cP
14	D	Diameter	in
15	H	Tinggi	in
16	P	Tekanan	atm
17	R	Jari-jari	in
18	T _s	Tebal tangki	in
19	c	Faktor Korosi	-
20	E	Efisiensi sambungan	-
21	Th	Tebal head	in
22	F	Total friksi	-
23	H _c	Sudden contraction	ft.lbf/lbm
24	F _f	Friction loss	ft.lbf/lbm
25	h _{ex}	Sudden expansion	ft.lbf/lbm
26	G _c	Gravitasi	lbm.ft/lbf.s ²
27	A	Luas perpindahan panas	ft ²
28	A	Area aliran	ft ²
29	B	Baffle spacing	in
30	f	Faktor friksi	ft ² /in ²
31	G	Massa velocity	lb/(hr)(ft ²)

32	h_{ex}	Sudden expansion	ft.lbf/lbm
33	gc	Gravitasi	lbm.ft/lbf.s ²
34	A	Luas perpindahan panas	ft ²
35	a	Area aliran	ft ²
36	B	Baffle spacing	in
37	F	Faktor friksi	ft ² /in ²
38	G	Massa velocity	lb/(hr)(ft ²)
39	k	Thermal conductivity	Btu/(hr)(ft ²)(°F/ft)
40	qf	Debit fluida	cuft/s
41	L	Panjang shell course	in
42	n	Jumlah course	-

DAFTAR PUSTAKA

- Austin, G. T., & Shreve, R. N. (1984). *Shreve's Chemical process industries*. New York: McGraw-Hill.
- Badan Pusat Statistik. (2016, Desember 2). Retrieved from <https://www.bps.go.id>
- Beekhuis, J. A. (1937). *United States of America Patent No. 2,215,450*.
- Brownell, L., & Young, E. (1959). *Process Equipment Design*. New York: Wiley and Sons, inc.
- Chang, R. (2000). *Physical Chemistry for the Chemical Biological Sciences*. California: University Science Books.
- Engineers, I. o. (1999). *14th International Symposium on Industrial Crystallization* -. Inggris: University of Cambridge.
- Geankoplis, C. (1978). *Transport Processes and Unit Operations*. New York: Prentice-Hall, Inc.
- Kern, D. Q. (1965). *Process Heat Transfer*. New York: McGraw Hill Books.
- Kirk, R. E., & Othmer, D. E. (1983). *Encyclopedia of Chemical Technology*. New York: John Wiley and Sons, Inc.
- Kobe, K. A. (1960). *Inorganic Process Industries*. New York: The Macmillan Company.
- Levenspiel, O. (2001). *Chemical Reaction Engineering*. New York: John Wiley & Sons.

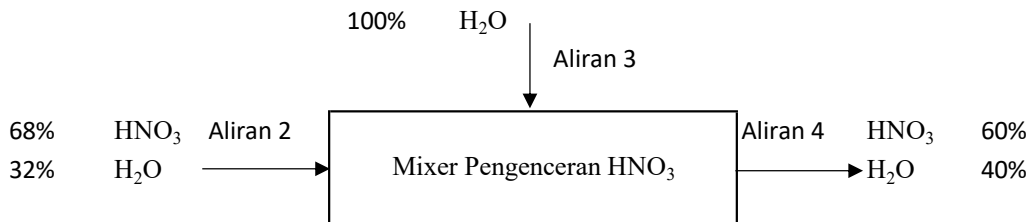
- Ludwig, E. E. (2001). *Applied Process Design For Chemical And Petrochemical Plants*. New York: Gulf Professional Publishing.
- Mullin, J. W. (2001). *Crystalization*. London: Reed Educational and Professional Ltd.
- Paul, K., & Wilhelm, S. (1931). *United States of America Patent No. 1,978,751*.
- Perry, J. (1974). *Chemical Engineering Handbook*. Tokyo: McGraw-Hill Book Co.
- Peters, M., & Timmerhaus, K. (n.d.). *Plant Design and Economic for Chemical Engineers*. Singapura: McGraw-Hill Book Co. Singapura: McGraw-Hill Book Co.
- Smith, J., & Van Ness, H. (1987). *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamic*. New York: McGraw-Hill Book Co., Inc.
- Stengel, L. A. (1947). *United States of America Patent No. 2,535,990*.
- Sularso, & Tahara, H. (2000). *Pompa & Kompresor*. Jakarta: PT Pradnya Paramita.
- Ulrich, G. (1984). *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. Canada: John Wiley and Sons.
- Wallas, S. M. (1988). *Chemical Process Equipment*. United States of America : Butterworth Publisher.
- Yaws, C. I. (1999). *Chemical Properties Handbook*. New York: McGraw Hill.

APPENDIKS A NERACA MASSA

Bahan Baku : Sodium Clorida (NaCl)
 Asam Nitrat (HNO₃)
 Operasi Pabrik : 330 Hari/Tahun
 Kapasitas Produksi : 15000 Ton/Tahun
 Jam Kerja : 24 Jam/Hari

1. Mixer Pengenceran HNO₃

fungsi: Untuk mengencerkan larutan asam nitrat dengan konsentrasi tertentu sebagai bahan baku pembuatan sodium nitrat



Misal

X = Aliran 1

Y = Aliran 2

Z = Aliran 3

Neraca Massa Komponen HNO₃

$$\begin{aligned}
 &\text{aliran 1} + \text{Aliran 2} = \text{Aliran 3} \\
 &X \times \text{Fraksi massa} + Y \times \text{Fraksi massa} = Z \times \text{Fraksi massa} \\
 &X \times 0,68 + Y \times 0,00 = 7867,44 \times 0,60 \\
 &X \times 0,68 + Y \times 0,00 = 4720,466087 \quad \dots \text{ (Persamaan 1)}
 \end{aligned}$$

Neraca Massa Komponen H₂O

$$\begin{aligned}
 &\text{aliran 1} + \text{Aliran 2} = \text{Aliran 3} \\
 &X \times \text{Fraksi massa} + Y \times \text{Fraksi massa} = Z \times \text{Fraksi massa} \\
 &X \times 0,32 + Y \times 1,00 = 7867,44 \times 0,40 \\
 &X \times 0,32 + Y \times 1,00 = 3146,977392 \quad \dots \text{ (Persamaan 2)}
 \end{aligned}$$

Substitusi y dari persamaan 2 ke persamaan 1

$$\begin{aligned}
 \text{persamaan 2 : } 0,32x + 01 &= 3146,98 \\
 y &= 3146,98 - 0,32x \\
 y &= 3146,98 - 0,32x
 \end{aligned}$$

substitusi y ke persamaan 1

$$\begin{aligned}
 \text{persamaan 1 : } 0,68x + 0,32(3146,98 - 0,32x) &= 4720,47 \\
 0,68x + 0,32 \times 3146,98 - 0,1024x &= 4720,47 \\
 0,5776x + 1007,2336 &= 4720,47 \\
 0,5776x &= 4720,47 - 1007,2336 \\
 0,5776x &= 3713,2364 \\
 x &= 6430,5
 \end{aligned}$$

$$\text{dan } y = 3146,98 - 0,32x$$

$$y = 3146,98 - 0,32(06.942)$$

$$y = 925,5816$$

Menghitung Neraca Setiap Komponen

Komponen HNO_3

Aliran 1 : Massa Overall x Fraksi Massa
 6941,86 x 0,68
 4720,466087 Kg/jam

Aliran 2 : Massa Overall x Fraksi Massa
 925,58 x 0,00
 0 Kg/jam

Aliran 3 : Massa Overall x Fraksi Massa
 7867,44 x 0,60
 4720,47 Kg/jam

Komponen H_2O

Aliran 1 : Massa Overall x Fraksi Massa
 6941,86 x 0,32
 2221,395806 Kg/jam

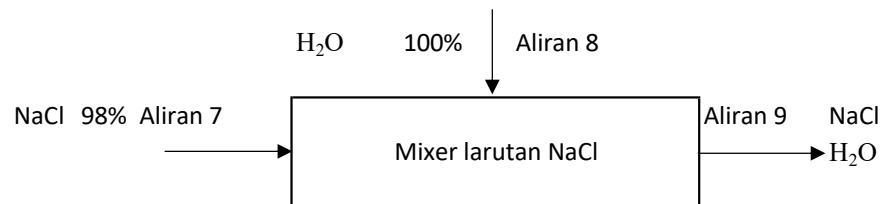
Aliran 2 : Massa Overall x Fraksi Massa
 925,58 x 1,00
 925,5815864 Kg/jam

Aliran 3 : Massa Overall x Fraksi Massa
 7867,44 x 0,40
 3146,977392 Kg/jam

No	Komponen	Aliran Masuk				Aliran Keluar	
		Aliran 2		Aliran 3		Aliran 4	
		Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa
1	HNO_3	0,68	4720,47	0,00	0,00	0,60	4720,47
2	H_2O	0,32	2221,40	1,00	925,58	0,40	3146,98
Sub Total		1,00	6941,86	1	925,58	1	7867,44
Total		7867,443				7867,443	

2. Mixer Pelarutan NaCl

fungsi: Untuk melarutkan sodium klorida yang berbentuk padat menjadi larutan sebagai bahan



Harga kelarutan Sodium Korida menurut "Perry's Chemical Engineers' Handbook, Eighth Edition " adalah 36 gram dalam 100 mL air dalam suhu 60 °C

Menentukan jumlah air yang dibutuhkan

Bedasarkan Litelatur

$$\begin{array}{ccc} \text{Massa NaCl} & & \text{Massa Air} \\ 36 & = & 100 \end{array}$$

Yang diinginkan

$$\begin{array}{ccc} \text{Massa NaCl} & & \text{Massa Air} \\ 3283,582 & = & x \end{array}$$

Mencari dengan menggunakan perbandingan antara litelatur dan air yang diinginkan

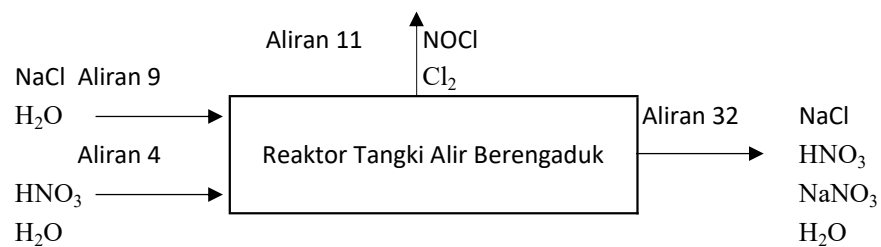
$$\begin{array}{ccc} \text{Massa NaCl} & & \text{Massa Air} \\ x & = & \frac{3283,58209}{36} \\ \frac{x}{100} & = & \frac{3283,58209}{36} \\ x & = & \frac{3283,58209}{36} \times 100 \\ x & = & 9121,06136 \end{array}$$

Dalam melarutkan Sodium Klorida sebesar 3283,58 Kg, Membutuhkan Air Sebanyak 9121,06

No	Komponen	Aliran Masuk				Aliran Keluar	
		Aliran 7		Aliran 8		Aliran 9	
		Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa
1	NaCl	1	3283,582	0	0	0,264706	3283,582
2	H ₂ O	0	0	1	9121,061	0,735294	9121,061
Sub Total		1	3283,582	1	9121,061	1	12404,64
Total		12404,64345				12404,64345	

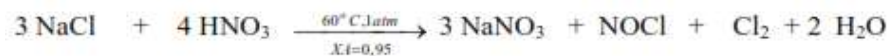
3. Reaktor Tangki Alir Berpengaduk

fungsi: Untuk mereaksikan asam nitrat dan sodium klorida menjadi sodium nitrat



Bedasarkan pada U.S Patent no.2,215,450 oleh Beekhuis didapat data sebagai berikut:

Reaksi :



Konversi : 95 % Terhadap Sodium Klorida

Bedasarkan "Perry's Chemical Engineers' Handbook, Eighth Edition" di dapat data sebagai berikut :

Berat Molekul :

NaCl = 58,44

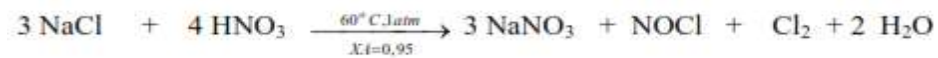
HNO₃ = 63,01

NaNO₃ = 84,99

Cl₂ = 70,91

NOCl = 65,46

H₂O = 18,02



Awal	56,18	74,91				
Reaksi	53,38	71,17	53,38	17,79	17,79	35,58
Hasil	2,81	3,75	53,38	17,79	17,79	35,58

Menghitung Mol Per Komponen

NaCl

$$\begin{aligned} \text{mencari mol} &= \frac{\text{massa}}{\text{Berat molekul}} \\ &= \frac{3283,58209}{58,44} \\ &= 56,18 \quad \text{kg/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{mol bereaksi} &= \text{mol NaCl} \times \text{Konversi} \\ &= 56,18 \times 0,95 \\ &= 53,38 \quad \text{kg/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{mol sisa} &= \text{mol mula} - \text{mol bereaksi} \\ &= 56,18 - 53,38 \\ &= 2,81 \quad \text{kg/mol} \end{aligned}$$

HNO₃

$$\begin{aligned} \text{mencari mol} &= \frac{\text{massa}}{\text{Berat molekul}} \\ &= \frac{4720,47}{63,01} \\ &= 74,91 \quad \text{kg/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{mol bereaksi} &= \text{mol NaCl} \times \text{koefisien mol HNO}_3 \\ &= 53,38 \times 1,33 \\ &= 71,17 \quad \text{kg/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{mol sisa} &= \text{mol mula} - \text{mol bereaksi} \\ &= 74,91 - 71,17 \end{aligned}$$

$$= 3,75 \text{ kg/mol}$$

Cl₂

$$\begin{aligned} \text{mol bereaksi} &= \text{mol NaCl} \times \text{koefisien mol Cl}_2 \\ &= 53,38 \times 0,33 \\ &= 17,79 \text{ kg/mol} \end{aligned}$$

NOCl

$$\begin{aligned} \text{mol bereaksi} &= \text{mol NaCl} \times \text{koefisien mol NOCl} \\ &= 53,38 \times 0,33 \\ &= 17,79 \text{ kg/mol} \end{aligned}$$

H₂O

$$\begin{aligned} \text{mol bereaksi} &= \text{mol NaCl} \times \text{Koefisien mol H}_2\text{O} \\ &= 53,38 \times 0,67 \\ &= 35,58 \text{ kg/mol} \end{aligned}$$

NaNO₃

$$\begin{aligned} \text{mol bereaksi} &= \text{mol NaCl} \times \text{koefisien mol NaNO}_3 \\ &= 53,38 \times 1,00 \\ &= 53,38 \text{ kg/mol} \end{aligned}$$

Menghitung massa berdasarkan mol yang telah diketahui

NaCl

$$\begin{aligned} \text{massa bereaksi} &= \text{Mol yang bereaksi} \times \text{Berat Molekul} \\ &= 53,38 \times 58,44 \\ &= 3119,40 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{massa sisa} &= \text{Mol sisa} \times \text{Berat Molekul} \\ &= 2,81 \times 58,44 \\ &= 164,18 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

HNO₃

$$\begin{aligned} \text{massa bereaksi} &= \text{Mol yang bereaksi} \times \text{Berat Molekul} \\ &= 71,17 \times 63,01 \\ &= 4484,44 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{massa sisa} &= \text{Mol sisa} \times \text{Berat Molekul} \\ &= 3,75 \times 63,01 \\ &= 236,02 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Cl₂

$$\begin{aligned} \text{massa bereaksi} &= \text{Mol yang bereaksi} \times \text{Berat Molekul} \\ &= 17,79 \times 70,91 \\ &= 1261,54 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

NOCl

$$\text{massa bereaksi} = \text{Mol yang bereaksi} \times \text{Berat Molekul}$$

$$= 17,79 \times 65,46$$

$$= 1164,63 \text{ kg/jam}$$

H₂O

$$\begin{aligned} \text{massa bereaksi} &= \text{Mol yang bereaksi} \times \text{Berat Molekul} \\ &= 35,58 \times 18,02 \\ &= 641,05 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

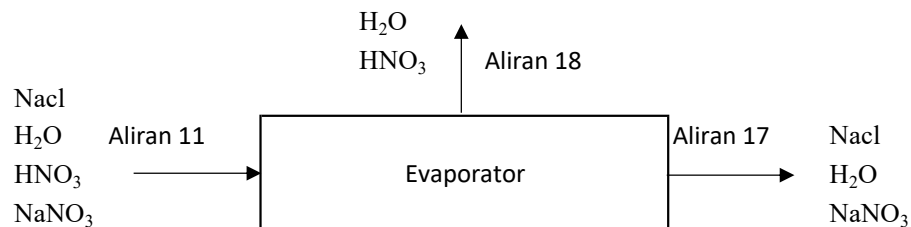
NaNO₃

$$\begin{aligned} \text{massa bereaksi} &= \text{Mol yang bereaksi} \times \text{Berat Molekul} \\ &= 53,38 \times 84,99 \\ &= 4536,62 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

No	Komponen	Aliran Masuk				Aliran Keluar			
		Aliran 9		Aliran 4		Aliran 11		Aliran 32	
		Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa
1	NaCl	0,2647	3283,6	0	0	0,0092	164,18	0	0
2	H ₂ O	0,7353	9121,1	0,4	3146,98	0,7234	12909,1	0	0
3	HNO ₃	0	0	0,6	4720,47	0,0132	236,02	0	0
4	NaNO ₃	0	0	0	0	0,2542	4536,62	0	0
5	Cl ₂	0	0	0	0	0	0	0,52	1261,54
6	NOCl	0	0	0	0	0	0	0,48	1164,63
Sub Total		1	12405	1	7867,4	40569	17845,91	40569	2426,178
Total		20272,08693				20272,08693			

4. Evaporator

fungsi: Untuk memekatkan larutan sodium nitrat 33% menjadi 60%



Perhitungan menggunakan cara yang tertera dalam geankoplis

$$\text{Larutan NaNO}_3 \text{ masuk} = 4536,6198 \text{ Kg}$$

Bahan Kering

$$\begin{aligned} &= \text{NaNO}_3 + \text{NaCl} \\ &= 4536,62 + 164,18 \\ &= 4700,798918 \text{ Kg} \end{aligned}$$

Bahan Over All

$$\begin{aligned} &= \text{HNO}_3 + \text{H}_2\text{O} + \text{NaNO}_3 + \text{NaCl} \\ &= 236,02 + 12909,1 + 4536,62 + 164,1791 \\ &= 17845,90883 \text{ Kg} \end{aligned}$$

$$Xf = \frac{\text{Bahan Kering}}{\text{Bahan Over All}}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{\text{Bahan Overall}}{4700,798918} \\
 &= \frac{17845,90883}{17845,90883} \\
 &= 0,263410452
 \end{aligned}$$

Menggunakan evaporator Double Effect

Neraca massa overall pada evaporator

$$F = L3 + (V1 + V2)$$

diketahui menggunakan evaporator Double Effect

Neraca massa per komponen

$$F = L3 + (V1 + V2)$$

$$\begin{aligned}
 F \quad X_f &= L3 \quad X3 + V2 \quad X_v \\
 17845,91 \quad 0,26341 &= L3 \quad 0,57 + V2 \quad 0 \\
 4700,799 &= L3 \quad 0,57 \\
 8247,016 &= L3
 \end{aligned}$$

Jumlah air yang diuapkan

$$\begin{aligned}
 V_{tot} &= F - L3 \\
 V_{tot} &= 17845,91 - 8247,016 \\
 V_{tot} &= 9598,893
 \end{aligned}$$

Neraca massa tiap efek eveporator

Evaporator 1

$$\begin{aligned}
 F &= L1 + V1 \\
 17845,91 &= L1 + 4799,447 \\
 13046,46 &= L1
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 F \quad X_f &= L1 \quad X1 + V1 \quad X_{v1} \\
 F \quad X_f &= (L1 + V1) \quad X1 \\
 17845,91 \quad 0,26341 &= (13046,46 + 4799,447) \quad X1 \\
 0,26341 &= X1
 \end{aligned}$$

Evaporator 2

$$\begin{aligned}
 L1 &= L2 + V2 \\
 13046,46 &= L2 + 4799,447 \\
 8247,016 &= L2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L1 \quad X1 &= L2 \quad X2 + V2 \quad X_{v2} \\
 L1 \quad X_f &= (L2 + V2) \quad X2 \\
 13046,46 \quad 0,26341 &= (8247,016 + 4799,447) \quad X2 \\
 0,26341 &= X2
 \end{aligned}$$

Evaporator 3

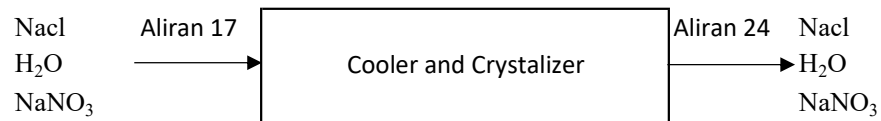
$$\begin{aligned}
 L2 &= L3 + V3 \\
 8247,016 &= L3 + 4799,4 \\
 3447,6 &= L3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L2 \quad X2 &= L3 \quad X3 \\
 8247,016 \quad 0,2634 &= 3447,6 \quad X3 \\
 0,630111 &= X3
 \end{aligned}$$

No	Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar			
		Aliran 11		Aliran 17		Aliran 18	
		Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa
1	NaCl	0,0092	164,1791	0,019908	164,1791	0	0
2	NaNO ₃	0,254211	4536,62	0,550092	4536,62	0	0
3	HNO ₃	0,013226	236,0233	0	0	0,024589	236,0233
4	H ₂ O	0,723364	12909,1	0,43	3546,2	0,975411	9362,87
Sub Total		1	17845,91	1	8247,016	1	9598,893
Total		17845,90883		17845,90883			

5. Crystallizer

fungsi: Untuk membentuk larutan sodium nitrat menjadi kristal



Diketahui data pada 30 °C :

Solubility NaNO₃ = 96 °C

Solubility NaCl = 36,09 °C

Asumsi tidak ada Sodium nitrat dan air yang hilang.

F = Feed (Kg/Jam)

S = Mother Liquor (Kg/Jam)

C = Kristal (Kg/Jam)

$$\begin{aligned}
 \text{Feed masuk} &= \text{Massa NaNO}_3 + \text{Massa H}_2\text{O} \\
 &= 4536,62 + 3546,22 \\
 &= 8082,84
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Bahan masuk} &= \text{Massa NaNO}_3 \\
 &= 4536,62
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Fraksi NaNO}_3 (X_f) &= \frac{\text{Massa NaNO}_3}{\text{Feed masuk}} \\
 &= \frac{4536,62}{8082,84} \\
 &= 0,56
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Fraksi H}_2\text{O} (X_a) &= \frac{\text{Massa H}_2\text{O}}{\text{Feed masuk}} \\
 &= \frac{3546,2}{8082,836541} \\
 &= 0,439
 \end{aligned}$$

Kristal NaNO_3

Berat Molekul

$$\text{NaNO}_3 = 84,99$$

$$\text{H}_2\text{O} = 18,02$$

$$\begin{aligned}\text{Berat Molekul total} &= \text{BM NaNO}_3 + \text{BM H}_2\text{O} \\ &= 84,9946693 + 54,04584 \\ &= 139,040509\end{aligned}$$

Neraca Massa Overall

$$F = S + C + W$$

Neraca Massa komponen

Neraca massa NaNO_3

$$\begin{aligned}F \quad X_f &= S \frac{K_{sp} \text{NaNO}_3}{K_{sp} \text{NaNO}_3 + K_{sp} \text{H}_2\text{O}} + C \frac{\text{BM NaNO}_3}{\text{BM Total}} + W \\ 8082,837 \quad 0,561266 &= S \frac{96}{96 + 100} + C \frac{84,9946693}{139,040509} + W \\ 4536,62 &= S \quad 0,489796 + C \quad 0,611294\end{aligned}$$

Neraca massa H_2O

$$\begin{aligned}F \quad X_a &= S \frac{K_{sp} \text{H}_2\text{O}}{K_{sp} \text{NaNO}_3 + K_{sp} \text{H}_2\text{O}} + C \frac{\text{BM 3H}_2\text{O}}{\text{BM Total}} + W \\ 8082,837 \quad 0,438734 &= S \frac{100}{96 + 100} + C \frac{54,04584}{139,040509} + W \\ 3546,217 &= S \quad 0,510204 + C \quad 0,388706\end{aligned}$$

Substitusi y dari persamaan 2 ke persamaan 1

persamaan 2 : $0.4898x + 0.6113y = 4536.6198$

$$0.6113y = 4536.6198 - 0.4898x$$

$$y = 7421.3352 - 0.8012x$$

substitusi y ke persamaan 1

persamaan 1 : $0.5102x + 0.3887y = 3546.2167$

$$0.5102x + 0.3887(7421.3352 - 0.8012x) = 3546.2167$$

$$0.5102x + 2884.7154 - 0.3114x = 3546.2167$$

$$0.5102x - 0.3114x = 3546.2167 - 2884.7154$$

$$0.1988x = 661.5014$$

$$x = 3328,209271$$

dan $y = 3097.1480 - 0.8010x$

$$y = 3097.1480 - 0.8010(3328.209271)$$

$$y = 4754,62727$$

$$\begin{aligned}\text{Sodium Nitrat Yang terbentuk kristal} &= C \quad X \quad X_f \\ &= 4754,63 \quad X \quad 0,61\end{aligned}$$

$$= 2906,48$$

$$\begin{aligned} \text{Sodium Nitrat Yang tidak terbentuk kristal} &= S \quad X \quad Xf \\ &= 3328,21 \quad X \quad 0,49 \\ &= 1630,14 \end{aligned}$$

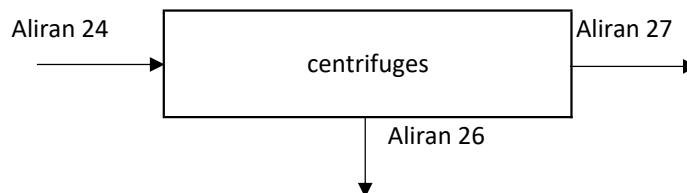
$$\begin{aligned} \text{Air Yang terbentuk kristal} &= C \quad X \quad Xf \\ &= 4754,63 \quad X \quad 0,39 \\ &= 1848,15 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Air Yang tidak terbentuk kristal} &= S \quad X \quad Xf \\ &= 3328,21 \quad X \quad 0,51 \\ &= 1698,07 \end{aligned}$$

No	Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar			
		Aliran 17		Aliran 24			
		Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa
				Solid		liquid	
1	NaCl	0,019908	164,2	0	0	0,047011	164,2
2	NaNO ₃	0,550092	4536,62	0,611294	2906,476	0,46677	1630,14
4	H ₂ O	0,43	3546,2	0,388706	1848,2	0,486219	1698,1
Sub Total		1	8247,016	1	4754,627	1	3492,388
Total		8247,015645		8247,015645			

6. Centrifuges

fungsi: Untuk memisahkan kristal dari liquid



diketahui kristal yang terikut mother liquornya sebesar 2%

$$\begin{aligned} \text{Kristal NaNO}_3 &= 2906,48 \text{ kg} \\ \text{kristal yang terikut mother liquor} &= 2906,48 \times 2\% \\ &= 58,13 \text{ kg} \\ \text{kristal yang terbentuk} &= 2906,48 - 58,13 \\ &= 2848,35 \text{ kg} \end{aligned}$$

larutan yang terikut kristal sebesar 1%

$$\begin{aligned} \text{Kristal NaNO}_3 \text{ yang terikut} &= 1630,14 \times 1\% \\ &= 16,30 \text{ kg} \\ \text{NaCl yang terikut} &= 164,18 \times 1\% \\ &= 1,64 \text{ kg} \end{aligned}$$

air yang terikut kristal 3-5% jumlah NaNO₃ yang masuk.

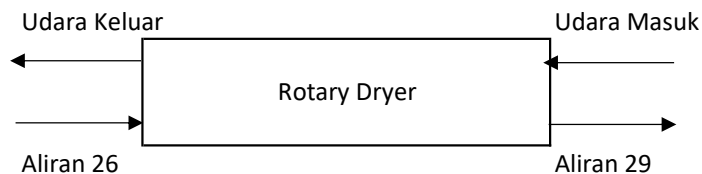
$$\text{air yang terikut kristal} = 5\% \times (100/95) \times (2848,35 + 16,30 + 1,64)$$

$$= 150,86 \text{ kg}$$

No	Komponen	Aliran Masuk				Aliran Keluar			
		Aliran 24				Aliran 26		Aliran 27	
		fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa
		kristal		Mother Liquor		Solid		liquid	
1	NaCl	0	0	0,047	164,18	0,0005	1,64	0,031	162,5373
2	NaNO ₃	0,6113	2906,476	0,4668	1630,143	0,9492	2848,35	0,3218	1688,27
4	H ₂ O	0,3887	1848,151	0,4862	1698,066	0,0503	150,86	0,6472	3395,36
Sub Total		1	4754,627	1	3492,388	1	3000,8	1	5246,17
Total		8247,015645				8247,015645			

7. Rotary Dryer

fungsi: Untuk mengurangi kandungan air pada kristal sodium nitrat



1 $C_p \text{ solid} = C_p \text{ sodium nitrat}$ (diasumsikan konstan)

2 Panas hilang (Q loss) = kurang lebih 5% dari panas masuk

3 Udara panas, masuk pada suhu 60 °C dan relative humidity 50%

$$H_2 = 0,045 \text{ Kg H}_2\text{O/ udara kering}$$

4

Untuk rotary Dryer, harga N_t yang ekonomis berkisar antara 1,5 sampai 2,5 sehingga diambil

$$N_t = 2$$

5 Dari humidity chart untuk $TG_2 = 60 \text{ }^\circ\text{C}$

$$T_w = 49 \text{ }^\circ\text{C} \text{ dengan } H_2 = 0,045 \text{ Kg H}_2\text{O/ udara kering}$$

$$N_t = \frac{\ln(TG_2 - T_w)}{\ln(TG_1 - T_w)}$$

$$2 = \frac{\ln(60 - 49)}{\ln(TG_1 - 49)}$$

$$2 = \frac{2,398}{\ln(TG_1 - 49)}$$

$$\ln(TG_1 - 49) = \frac{2,398}{2}$$

$$\ln(TG_1 - 49) = 1,199$$

$$TG_1 = 50,199$$

$$6 \text{ Rate Solid masuk (Ls)} = 3000,85 - 152,50 = 2848,35 \text{ kg}$$

$$7 \text{ Suhu Solid masuk (Ts1)} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$8 \text{ Suhu Solid keluar (Ts2)} = 50 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$9 \text{ Kapasitas panas solid} = 0,262 \text{ kkal/kg.K}$$

$$10 \text{ Kapasitas panas udara} = 1,00142 \text{ kkal/kg.K}$$

- 11 Suhu referen (T0) = 25 °C
 12 panas laten = 542,576 kkal/kg.K

$$\begin{aligned} X1 &= \frac{\text{Massa H}_2\text{O}}{\text{Massa Feed}} \\ &= \frac{152,50}{2848,35} \\ &= 0,0535 \quad \text{Kg H}_2\text{O/ solid kering} \end{aligned}$$

- 13 Kadar air dalam produk keluar : 1%
 X2 = 0,01

Neraca komponen air :

$$\begin{aligned} G \times H_2 + L_s \quad X1 &= G \quad H1 + L_s \quad X2 \\ G \quad 0,045 + 2848,35 \quad 0,0535 &= G \quad H1 + 2848,35 \quad 0,01 \\ G \quad 0,045 + 152,499 &= GH1 + 28,483 \\ G \quad 0,045 + 124,016 &= GH1 \quad \dots\dots\dots(1) \end{aligned}$$

Komponen Masuk

entalpi udara panas masuk

$$\begin{aligned} HG2 &= Cs(TG2-T0)+H2(\lambda0) \\ &= (1,005 + 1,88H) (60 - 25) + 0,045 \times 543 \\ &= (1,005 + 1,88 \times 0,045) (35) + 24,416 \\ &= (38,136) + 24,416 \\ &= 62,552 \quad \text{kcal/kg udara kering} \end{aligned}$$

entalpi feed masuk

$$\begin{aligned} H'S1 &= Cps(Ts1-T0)+X1.CpA(Ts1-T0) \\ &= 0,262 (40-25) + (0,0535 \times 1,00142) (40-25) \\ &= 1,31 + 0,268 \\ &= 1,578 \quad \text{Kcal/Kg solid} \end{aligned}$$

komponen keluar

entalpi udara keluar

$$\begin{aligned} H'G1 &= Cs(TG1-T0)+H1(\lambda0) \\ &= (1,005 + 1,88 H1) (50,2 - 25) + H1 \quad 542,576 \\ &= (1,005 + 1,88 H1) (25,2) + 542,576 H1 \\ &= 25,3249 + 47,374 H1 + 542,576 H1 \\ &= 25,3249 + 589,950 H1 \quad \dots\dots\dots(2) \end{aligned}$$

entalpi produk keluar

$$\begin{aligned} H'S2 &= Cps(Ts2-T0)+X2.CpA(Ts2-T0) \\ &= 0,262 (50 - 25) + 0,01 \times 1,00142 (50 - 25) \\ &= 6,55 + 0,2504 \\ &= 6,800355 \quad \text{Kcal/Kg solid kering} \end{aligned}$$

neraca panas *Rotary Dryer*

$$G.H'G2 + Ls.H's1 = G.H'G1 + Ls.H's2 + Q_{loss}$$

eq. 9.10-26 Geankoplis 3rd edition

$$\begin{aligned} G \times H'G2 + Ls \times H's1 &= G \times H'G1 + Ls \times H's2 + 5\% (G \times H'G2 + Ls \times H's1) \\ G \times 62,552 + 4494,91 &= G \times (25.325 + 589.95H1) + 19369,8 + (G \times 3,128 + 224,75) \\ G \times 59,424 + 4270,17 &= G \times 25,325 + GH1 \times 589,950 + 19369,8 \\ G \times 34,099 - GH1 \times 589,950 &= 15099,603 \dots\dots\dots(3) \end{aligned}$$

substitusi persamaan (1) dan (3)

$$\begin{aligned} G \times 34,099 - (G \times 0,045 + 124,02) \times 589,95 &= 15099,603 \\ G \times 7,552 - 73163,0648 &= 15099,603 \\ G \times 7,552 &= 88262,668 \\ G &= 11687,8952 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} G \times 0,045 + 124,016 &= GH1 \\ 11687,9 \times 0,045 + 124,016 &= 11687,9 \times H1 \\ 649,970985 &= 11687,9 \times H1 \\ 0,056 \text{ Kg H}_2\text{O/ udara kering} &= H1 \end{aligned}$$

neraca massa aliran udara keluar produk

$$\begin{aligned} \text{Uap H}_2\text{O} &= \text{Feed H}_2\text{O masuk} + (G \times H2) - \text{H}_2\text{O produk} \\ &= 150,86 + 525,9553 - 28,4834697 \\ &= 648,33 \text{ Kg H}_2\text{O} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{udara basah} &= G + \text{uap air} \\ &= 11687,90 + 648,33 \\ &= 12336,22 \text{ kg} \end{aligned}$$

neraca massa aliran udara keluar

1% impuritis terikut udara menuju cyclone

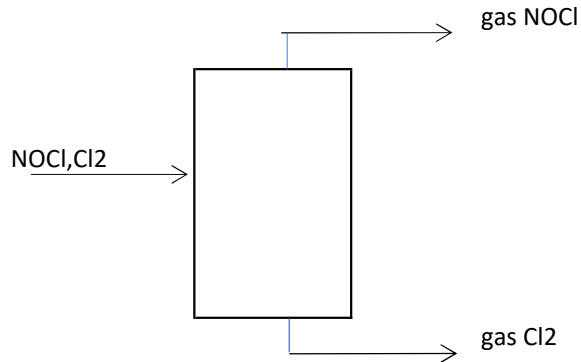
$$\begin{aligned} \text{NaNO}_3 \text{ Liquid} &= 29,065 \text{ kg} \\ \text{Kristal NaNO}_3 &= 28,48347 \text{ kg} \\ \text{NaCl (l)} &= 0,581 \text{ kg} \end{aligned}$$

No	Komponen	Aliran Masuk				Aliran Keluar			
		Aliran 26		Udara Masuk		Aliran 29		Udara Keluar	
		Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa	Fraksi	Massa
1	NaCl	0,0005	1,64	0	0	0,0006	1,64	0	0
2	NaNO ₃	0,9492	2848,35	0	0,00	0,9894	2819,86	0,0023	28,48
4	H ₂ O	0,0503	150,86	0	0,00	0,01	28,48	0	0,00
5	Udara kering	0	0,00	0,9569	11687,90	0	0,00	0,9453	11687,90
6	Uap air	0	0,00	0,0431	525,96	0	0,00	0,0524	648,33

Sub Total	1	3000,8	1	12213,85	1	2850,0	1	12364,71
Total	15214,69665				15214,69665			

8. Flash Drum

Fungsi : untuk memisahkan gas Nitrosil Klorida (NOCl) dengan gas Klorin (Cl₂)



Pada flash drum, faksi mol umpan yang diperoleh dari reaktor R-110 yaitu 50% NOCl dan 50% Cl₂ suhu operasi pada flash drum adalah 65°C dan tekanan 11 bar

komponen	BM	D (kg)		D(kmol)	
		x _D	m _D	x _{mol}	kmol
NOCl	65,46	0,48	1164,63	0,5	17,79
Cl ₂	70,91	0,52	1261,54	0,5	17,79
total	136,37	1,00	2426,18	1	35,58

antoine koefficient

komponen	A	B	C
NOCl	4,36	1151,544	-17,663
Cl ₂	4,28814	969,992	-12,791

vapor pressure T= 338 K

komponen	log P _i	P _i
NOCl	0,7652	5,8239 Bar
Cl ₂	1,3055	20,2054 Bar

k value	k	x _D
komponen		
NOCl	0,5294	0,5
Cl ₂	1,8369	0,5

P = 11 Bar

Trial ψ

Iterasi -Metode Secant

Ite	x1	x2	x3	f1	f2	f3	abs
1	1E-11	2E-11	0,3973932	-0,1831478	-0,1831478	-0,02460722	0,024607
2	2E-11	0,3973932	0,45907294	-0,1831478	-0,02460722	-0,00218407	0,002184
3	0,3973932	0,45907294	0,46508071	-0,02460722	-0,00218407	-3,9546E-06	3,95E-06

4	0,45907294	0,46508071	0,46509161	-0,00218407	-3,9546E-06	-5,2078E-11	5,21E-11
5	0,46508071	0,46509161	0,46509161	-3,9546E-06	-5,2078E-11	0	0
6	0,46509161	0,46509161	0,46509161	-5,2078E-11	0	0	0

$$V = F\psi \quad 0,46509161$$

$$V = \quad 16,55$$

$$L = F - V$$

$$L = \quad 19,03$$

fraksi mol masing-masing komponen

komponen	xi	yi
NOCl	0,6401	0,3389
Cl ₂	0,3599	0,6611
total	1	1

berat masing-masing komponen

komponen	kmol		BM	kg	
	L	V		L	V
NOCl	12,1833283	5,60845344	65,46	797,509705	367,124314
Cl ₂	6,85061837	10,9411634	70,91	485,749946	775,79413
total	19,03	16,55		1283,25965	1142,91844

neraca massa komponen

komponen	masuk (kg)		keluar (kg)			
	Aliran 33		Aliran 34 (L)		Aliran 35 (V)	
	x33	m33	x34	m34	x35	m35
NOCl	0,48	1164,63	0,62	797,51	0,32	367,12
Cl ₂	0,52	1261,54	0,38	485,75	0,68	775,79
total	1,00	2426,18	1,00	1283,26	1,00	1142,92

Appendiks B

Neraca Energi

Kapasitas Produksi	:	15000	ton/tahun
Operasi Pabrik	:	330	hari/tahun
	:	24	jam/hari
satuan Panas	:	kJ	
Basis waktu	:	1 jam	
Temperatur ferrensi	:	25°C	

1 Perhitungan neraca panas menggunakan rumus sebagai berikut:

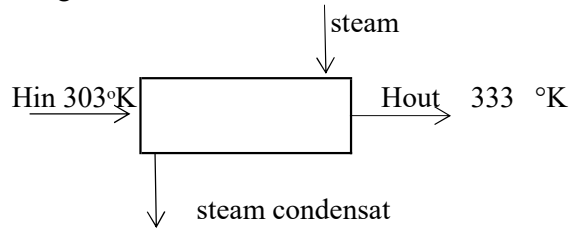
$$Q = \Delta H = \int_{T_{ref}}^T n \cdot C_p \cdot dT \quad \dots\dots (\text{smith dan Van Ness, 1975})$$

2 Perhitungan kapasitas panas untuk masing-masing zat.

- a) Asam Nitrat (HNO_3)
 $C_{pl} = 109,9 \text{ J/mol.K}$
- b) Sodium Klorida (NaCl)
 $C_{ps} = (10,79 + 0,0042 \text{ T}) \text{ kal/mol.K}$
- c) Sodium Nitrat NaNO_3
 $C_{ps} = (4,56 + 0,058 \text{ T}) \text{ kal/mol.K}$
- d) Air (H_2O)
 $C_{pL} = 75,3418 \text{ J/mol.K}$
- e) Cl_2
 $C_{pg} = (8,28 + 0,0006 \text{ T}) \text{ kal/mol.K}$
- f) NOCl
 $C_{pg} = 44,7 \text{ J/mol.K}$

1. Heater NaCl

Fungsi : untuk memanaskan larutan NaCl sebelum masuk reaktor



neraca panas bahan masuk

NaCl suhu 303 °K suhu referensi 298 °K

komponen	BM	massa (kg)	kmol	$\int c_p \cdot dT$	H (kJ)
NaCl	58,44	3283,58	56,18	253,09	59723,93
H ₂ O	18,02	9121,06	506,30	376,71	190726,20
total					250450,13

neraca panas bahan keluar

NaCl suhu 333 °K suhu referensi 298 °K

komponen	BM	massa (kg)	kmol	$\int c_p \cdot dT$	H (kJ)
NaCl	58,44	3283,58	56,18	1780,92	420252,89
H ₂ O	18,02	9121,06	506,30	2636,96	1335083,40
					1755336,29

kebutuhan steam

$$T_{\text{steam}} = 394 \text{ °K}$$

$$H_v = 2707,7 \text{ kJ/kg}$$

$$H_c = 507,97 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_s = m \times \lambda$$

$$= m \times (2707,7 - 507,97)$$

$$= 2199,73 \text{ m kJ/kg}$$

$$Q_c = 507,97 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times Q_s$$

$$= 5\% \times 2199,73 \text{ m kJ/kg}$$

$$= 109,987 \text{ m kJ/kg}$$

$$H_{\text{masuk}} + Q_{\text{in}} = H_{\text{keluar}} + Q_{\text{out}}$$

$$250450,13 + 2199,73 \text{ m} = 1755336,29 + 109,99 \text{ m} + 507,97$$

$$2089,74 \text{ m} = 1505394,13$$

$$= 720,37 \text{ kg/jam}$$

sehingga,

$$Q_s = 1584625,4 \text{ kJ}$$

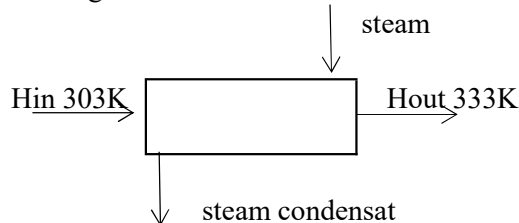
$$Q_c = 508,0 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{loss}} = \underline{79231,3 \text{ kJ}}$$

neraca panas total			
H in(kJ)		H out(kJ)	
H in(kJ)	250450,13	H out(kJ)	1755336,29
Qs	1584625,40	Q loss	79231,27
		Qc	507,97
total	1835075,53	total	1835075,53

2. Heater HNO₃

Fungsi : untuk memanaskan larutan HNO₃ sebelum masuk reaktor



neraca panas bahan masuk

HNO₃ suhu 303 °K suhu refrens: 298 °K

komponen	BM	massa (kg)	kmol	∫cp.dT	H (kJ)
HNO ₃	84,995	4720,47	55,54	549,50	30518,34
H ₂ O	18,015	3146,98	174,68	376,71	65804,96
total					96323,29

neraca panas bahan keluar

HNO₃ suhu 333 °K suhu refrens: 298 °K

komponen	BM	massa (kg)	kmol	∫cp.dT	H (kJ)
HNO ₃	84,995	4720,47	55,54	3846,50	213628,37
H ₂ O	18,015	3146,98	174,68	2636,96	460634,69
total					674263,06

kebutuhan steam

$$T_{\text{steam}} = 394$$

$$H_v = 2707,7 \text{ kJ/kg}$$

$$H_c = 507,97 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_s = m \times \lambda$$

$$m \times (2708 - 507,97)$$

$$2199,73 \text{ m kJ/kg}$$

$$Q_c = 507,97$$

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times Q_s$$

$$= 5\% \times 2200 \text{ m kJ/kg}$$

$$= 109,9865$$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{masuk}} + Q_{\text{in}} &= H_{\text{keluar}} + Q_{\text{out}} + Q_{\text{loss}} \\
 96323,29 + 2199,7 \text{ m} &= 674263,06 + 507,97 + 109,9865 \text{ m} \\
 2089,7 \text{ m} &= 578447,74 \\
 m &= 276,8032225 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

sehingga,

$$Q_s = 608892,35 \text{ kJ}$$

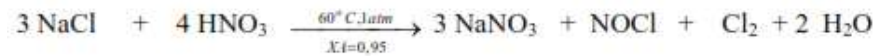
$$Q_c = 507,97 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{loss}} = 30444,62 \text{ kJ}$$

neraca panas total			
H in(kJ)		H out(kJ)	
H in(kJ)	96323,29	H out(kJ)	674263,06
Qs	608892,35	Q loss	30444,62
		Qc	507,97
total	705215,65	total	705215,65

3. Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Fungsi : mereaksikan asam nitrat dengan sodium klorida menjadi sodium nitrat dengan konversi 95%



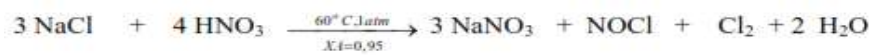
komponen	ΔH_f° (kkal/mol)	ΔH_f° (kJ/mol)
NaCl	-98,321	-412,948
HNO ₃	-41,35	-173,670
NaNO ₃	-111,71	-469,182
NOCl	12,8	53,760
H ₂ O	-68,3174	-286,933
Cl ₂	0	0,000

$$Q = H_{\text{produk}} + Q_r - H_{\text{umpan}}$$

entalpi umpan Trefrensi 333 °K

umpan 1	BM	massa (kg)	kmol	$\int_{cp}.dT$	H (kJ)
NaCl	58,443	3283,58	56,18	1780,92	420252,89
H ₂ O	18,015	9121,06	506,30	2636,96	1335083,40
umpan 2					
HNO ₃	84,995	4720,47	55,54	3846,50	213628,37
H ₂ O	18,015	3146,98	174,68	2636,96	460634,69
	total				2429599,35

$$\Delta H_m = 2429599,35 \text{ kJ}$$



M	56,18	74,91				
R	53,38	71,17	53,38	17,79	17,8	35,6
S	2,81	3,75	53,38	17,79	17,8	35,6

panas reaksi, ΔH 25°C

komponen	koefisien	kmol	ΔH_f	H=koef. ΔH_f
NaCl	3	53,38	-412,95	-1238,8
HNO ₃	4	71,17	-173,67	-694,7
NaNO ₃	3	53,38	-469,18	-1407,5
NOCl	1	17,79	53,76	53,8
H ₂ O	2	35,58	-286,93	-573,9
Cl ₂	1	17,79	0	0,0
total				5,87

$$\Delta H_r = H_f \times \text{mol} = 5,87 \times 53375 = 313443,5$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{reaksi}} &= \Delta H_{25^\circ\text{C}} \\ &= 313443,50 \text{ kJ}\end{aligned}$$

entalpi produk 333 °K

komponen	BM	massa (kg)	kmol	$\int_{cp}.dT$	H (kJ)
NaCl	58,443	164,18	2,81	1780,92	21012,64
HNO ₃	63,013	236,02	3,75	3846,50	14407,60
NaNO ₃	84,995	4536,62	53,38	3360,27	753294,05
NOCl	65,459	1164,63	17,79	1564,50	27835,24
H ₂ O	18,015	12909,09	716,56	2636,96	1889550,63
Cl ₂	70,906	1261,54	17,79	1243,13	92893,63
total					2798993,80

Neraca Panas Total

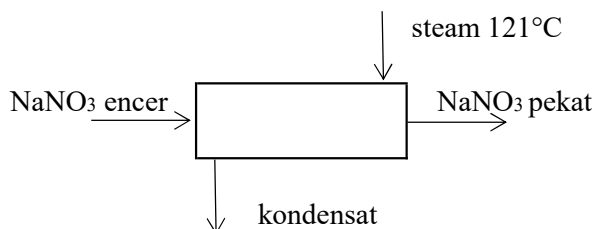
$$\begin{aligned}Q &= H_{\text{produk}} + \Delta H_{\text{reaksi}} - H_{\text{umpan}} \\ Q &= 2798993,80 + 313443,50 - 2429599,35 \\ &= 682837,96 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

kebutuhan steam

$$m = \frac{Q}{\lambda} = \frac{682837,96 \text{ kJ/jam}}{2199,7 \text{ kJ/kg}} = 310,41899 \text{ kg/jam}$$

4. Evaporator

Fungsi : memekatkan larutan sesium nitrat 26%menjadi 50%



energi total

$$\Delta H \text{ feed} + Q \text{ steam} = \quad + Q \text{ loss}$$

dengan Boilign Point Rise (BPR) dan Temperatur tiap effect

$$\text{BPR } ^\circ\text{C} = 1,78 \times \sqrt{X} + 6 \times X^2$$

$$X1 = 0,313$$

$$X2 = 0,385$$

$$X3 = 0,500$$

sehingga diperoleh setiap effect

$$\text{BPR1} = 1,78 (0,313) + 6,22 (0,313)^2 = 1,165$$

$$\text{BPR2} = 1,78 (0,385) + 6,22 (0,385)^2 = 1,606$$

$$\text{BPR3} = 1,78 (0,500) + 6,22 (0,500)^2 = 2,445$$

kondisi vacum pada effect 3:

$$\text{suhu saturated, } T3 \text{ sat} = 60 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{suhu steam masuk, } Ts1 = 121 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Sigma \Delta T = Ts1 - Ts3\text{sat} - \text{BPR1} + \text{BPR2} + \text{BPR3}$$

$$= 121 - 60 - 1,165 + 1,606 + 2,445$$

$$= 55,784 \text{ } ^\circ\text{C} = 328,8 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$\Delta T = (\Sigma \Delta T \times (1/U_i)) / ((1/U1) + (1/U2) + (1/U3))$$

harga Koefisien overall evaporasi:

$$U1 = 2800 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$$

$$U2 = 1900 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$$

$$U3 = 1100 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$$

$$\Delta T1 = \Sigma \Delta T \frac{1/U1}{1/U1 + 1/U2 + 1/U3}$$

$$= 11,11427 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T2 = \Sigma \Delta T \frac{1/U2}{1/U1 + 1/U2 + 1/U3}$$

$$= 16,37893 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T3 = \Sigma \Delta T \frac{1/U3}{1/U1 + 1/U2 + 1/U3}$$

$$= 28,29087 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T1 = Ts1 - \Delta T1 = 121 - 11,11$$

$$= 109,89$$

$$T2 = T1 - \Delta T2 - \text{BPR1} = 109,89 - 16,4 - 1,165$$

$$= 92,34$$

$$Ts2 = T1 - \text{BPR1} = 109,89 - 1,165$$

$$= 108,72$$

$$T3 = T2 - \Delta T3 - \text{BPR2} = 92,34 - 28,3 - 1,606$$

$$\begin{aligned}
 &= 62,45 \\
 Ts3 &= T2 - BPR2 = 92,3 - 1,606 = 90,7 \\
 Ts4 &= T3 - BPR3 = 62,4 - 2,445 = 60,0
 \end{aligned}$$

sehingga, didapat temperatur pada tiap effect diagram suhu

effect 1	effect 2	effect 3	condenser
Ts1 = 121	Ts2 = 108,7	Ts3 = 90,7	Ts4 = 60
T1 = 110	T2 = 92,34	T3 = 62,45	

data steam	suhu steam	suhu (°C)	ΔH sat. Liquid kJ/kg	ΔH sat. vapor kJ/kg
	Ts1	121	509,03	2708,1
	Ts2	108,7	456,2	2689,7
	Ts3	90,7	380,71	2661,5
	Ts4	60	251,13	2609,6

perhitungan pada Effect 1

$$\begin{aligned}
 T1 &= 110 & Ts2 &= 108,7 \\
 BPR1 &= 1,165 & Ts1 &= 121
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H1 &= Hs2(\text{saturation enthalpy at } T + 1,884 (BPR 1)) \\
 &= 2689,7 + 1,884 (1,165) \\
 &= 2691,895 \text{ kJ/kg} \\
 \lambda s1 &= Hs1(\text{vapor saturation enthalpy}) - h_{s1} (\text{liquid enthalpy at } Ts1) \\
 &= 2708,1 - 509,03 \\
 &= 2199,07 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

perhitungan pada Effect 2

$$\begin{aligned}
 T2 &= 92 & Ts3 &= 90,7 \\
 BPR2 &= 1,606
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H2 &= Hs3(\text{saturation enthalpy at } T + 1,884 (BPR 2)) \\
 &= 2661,5 + 1,884 (1,606) \\
 &= 2664,526 \text{ kJ/kg} \\
 \lambda s2 &= H1 - h_{s2} (\text{liquid enthalpy at } Ts2) \\
 &= 2691,895 - 456,2 \\
 &= 2235,695 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

perhitungan pada Effect 3

$$\begin{aligned}
 T3 &= 62 & Ts4 &= 60,0 \\
 BPR3 &= 2,445
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H3 &= Hs4(\text{saturation enthalpy at } T + 1,884 (BPR 3)) \\
 &= 2609,6 + 1,884 (2,445) \\
 &= 2614,206 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \lambda_{s3} &= H_2 & - \text{hs3 (liquid enthalpy at } T_{s3}) \\
 &= 2664,526 - 380,71 \\
 &= 2283,816 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

perhitungan spesifik Heat
Cp feed effect 1

komponen	Cp (kJ/kg)	massa (kg)	fraksi massa	Cp rata-rata (J/mol.K)
NaCl	0,865	164,18	0,009	0,008
HNO ₃	1,744	236,02	0,013	0,023
NaNO ₃	1,080	4536,62	0,254	0,275
H ₂ O	4,186	12909,09	0,723	3,028
total		17845,91	1	3,333

Cp,L1 (effect 1)

komponen	Cp (kJ/kg)	massa (kg)	fraksi massa	Cp rata-rata (J/mol.K)
NaCl	0,87	164,18	0,011	0,010
HNO ₃	1,744	0,00	0,000	0,000
NaNO ₃	1,08	4536,62	0,307	0,331
H ₂ O	4,19	10094,32	0,682	2,856
total		14795,12	1,000	3,196

Cp,L2 (effect 2)

komponen	Cp (kJ/kg)	massa (kg)	fraksi massa	Cp rata-rata (J/mol.K)
NaCl	0,87	164,18	0,014	0,012
HNO ₃	1,744	0,00	0,000	0,000
NaNO ₃	1,08	4536,62	0,379	0,409
H ₂ O	4,19	7279,55	0,608	2,543
total		11980,34	1,000	2,964

Cp,L3 (effect 3)

komponen	Cp (kJ/kg)	massa (kg)	fraksi massa	Cp rata-rata (J/mol.K)
NaCl	0,87	164,18	0,017	0,015
HNO ₃	1,74	0,00	0,000	0,000
NaNO ₃	1,08	4536,62	0,483	0,521
H ₂ O	4,19	4700,80	0,500	2,093
total		9401,60	1,000	2,629

$$V1 = 17845,91 - L1 \qquad V3 = L2 - 9401,60$$

$$V2 = L1 - L2 \qquad L3 = 9401,60$$

perhitungan steam economy
F + S = L1 + V1

$$(F.Cp.\Delta T) + (S.\lambda s1) = (F.Cp.\Delta T) + (V1.H1)$$

$$F = 17845,91 \text{ kg/jam}$$

$$CpF = 3,333 \text{ kJ/kg.K}$$

$$Tf = 60 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\lambda s1 = 2199,07 \text{ kJ/kg}$$

$$CpI = 3,196 \text{ kJ/kg.K}$$

$$TL1 = 110 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$H1 = 2691,895 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned} (F.Cp.\Delta T) + (S.\lambda s1) &= (L1.Cp.\Delta T) + (V1.H1) \\ (17845,9 \times 3,333 \times 60) + &= (L1 \times 3,196 \times 110) + \\ s \times 2199,1 & (17845,91 - L1) \times 2691,9 \\ 3569127,704 + 2199,07 \text{ s} &= 351,25 L1 + (17845,91 - L1) \times 2692 \\ 2199,07 \text{ s} &= -2340,65 L1 + 44470182,8 \dots\dots\dots(1) \end{aligned}$$

neraca energi Evaporator II

$$CpI = 3,196 \text{ kJ/kg.K}$$

$$TL1 = 110 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\lambda s2 = 2235,695 \text{ kJ/kg}$$

$$CpI = 2,964 \text{ kJ/kg.K}$$

$$TL2 = 92 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$H2 = 2664,526 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned} (L1.CpL1.\Delta T) + (v1.\lambda s2) &= (L2.Cp.\Delta T) + (V2.H2) \\ (L1 \times 3,196 \times 110) + &= (L2 \times 2,964 \times 92) + \\ (17845,91 - L1) \times 2235,7 & (L1 - L2) \times 2664,5 \\ -1884,45 L1 + 39898007 &= -2390,82 L2 + 2664,5 L1 \\ -4548,97 L1 + 39898007 &= -2390,82 L2 \dots\dots\dots(2) \end{aligned}$$

neraca energi Evaporator III

$$CpI = 2,964 \text{ kJ/kg.K}$$

$$TL2 = 92 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\lambda s3 = 2283,816 \text{ kJ/kg}$$

$$L3 = 9401,60 \text{ kg/jam}$$

$$CpI = 2,629 \text{ kJ/kg.K}$$

$$TL3 = 62 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$H3 = 2614,206 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned} (L2.CpL2.\Delta T) + (v2.\lambda s3) &= (L3.Cp.\Delta T) + (V3.H3) \\ (L2 \times 2,964 \times 92) + &= (9401,60 \times 2,629 \times 62) + \\ (L1 - L2) \times 2284 & (L2 - 9401,60) \times 2614,2 \\ -2010,11 L2 + 2283,82 L1 &= -23034249 + 2614,21 L2 \\ -4624,31 L2 + 2283,82 L1 &= -23034249 \dots\dots\dots(3) \end{aligned}$$

substitusi pers (2) dan (3)

pers (2)

$$\begin{aligned} -4548,97 \text{ L1} + 39898007,0 &= -2390,82 \text{ L2} \\ 1,902686 \text{ L1} + -16688 &= \text{L2} \end{aligned}$$

masukkan ke pers (3)

$$\begin{aligned} -4624,31 \text{ L2} + 2283,82 \text{ L1} &= -23034249 \\ -4624,31 (1,9027 \text{ L1} + -16688) + 2283,82 \text{ L1} &= -23034249 \\ -8798,62 \text{ L1} + 77170658 + 2283,82 \text{ L1} &= -23034249 \\ -6514,80 \text{ L1} &= -100204907 \\ \text{L1} &= 15381,12 \end{aligned}$$

massukan L1 ke pers (2)

$$\begin{aligned} -4548,97 \text{ L1} + 39898007,0 &= -2390,82 \text{ L2} \\ -4548,97 (15381,12) + 39898007,0 &= -2390,82 \text{ L2} \\ -30070281,32 &= -2390,82 \text{ L2} \\ \text{L2} &= 12577,41 \end{aligned}$$

pers (1)

$$\begin{aligned} 2199,07 \text{ S} &= -2340,65 \text{ L1} + 44470182,8 \\ 2199,07 \text{ S} &= -2340,65 (15381,1) + 44470182,8 \\ 2199,07 \text{ S} &= -36001770,4 + 44470182,8 \\ \text{S} &= 3850,91 \end{aligned}$$

sehingga diperoleh

$$\begin{aligned} \text{S} &= 3850,91 \text{ kg/jam} & \text{F} &= 17845,91 \text{ kg/jam} \\ \text{V1} &= 2464,79 \text{ kg/jam} & \text{L1} &= 15381,12 \text{ kg/jam} \\ \text{V2} &= 2803,71 \text{ kg/jam} & \text{L2} &= 12577,41 \text{ kg/jam} \\ \text{V3} &= 3175,82 \text{ kg/jam} & \text{L3} &= 9401,60 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

harga q pada tiap-tiap badan

$$q1 = S\lambda s1 = \frac{3850,91}{3600} 2199,1 \times 1000 = 2352337 \text{ W}$$

$$q2 = V1\lambda s2 = \frac{2464,79}{3600} 2235,7 \times 1000 = 1530699 \text{ W}$$

$$q3 = V2\lambda s3 = \frac{2803,71}{3600} 2283,8 \times 1000 = 1778652 \text{ W}$$

$$A1 = \frac{q1}{U1 \cdot \Delta T1} = \frac{2352336,792}{2800 \times 11,1} = 75,589 \text{ m}^2$$

$$A2 = \frac{q2}{U2 \cdot \Delta T2} = \frac{1530699,4}{1900 \times 16,4} = 49,187 \text{ m}^2$$

$$A_m = \frac{A1 + A2 + A3}{3} = 60,644$$

$$A_3 = \frac{q_2}{U_2 \Delta T_2} = \frac{1778652}{1100 \times 28,3} = 57,155 \text{ m}^2$$

karena luas area berbeda lebih dari 10% dengan rata-rata luasnya maka diperlukan percobaan ke-

neraca massa baru menggunakan L1, L2, dan L3 yang baru

$$\begin{aligned} 1) & 17845,91 (0,26 = 15381,12 X_1 ; X_1 = 0,306) \\ 2) & 15381,12 (0,31 = 12577,41 X_2 ; X_2 = 0,374) \\ 3) & 12577,41 (0,374 = 9401,60 X_3 ; X_3 = 0,500) \end{aligned}$$

sehingga diperoleh BPR baru setiap effect

$$\begin{aligned} BPR_1 &= 1,78 (0,306) + 6,22 (0,306)^2 = 1,125 \\ BPR_2 &= 1,78 (0,374) + 6,22 (0,374)^2 = 1,534 \\ BPR_3 &= 1,78 (0,500) + 6,22 (0,500)^2 = 2,445 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Sigma \Delta T &= T_{s1} - T_{s3sat} - BPR_1 + BPR_2 + BPR_3 \\ &= 121 - 60 - 1,125 + 1,534 + 2,445 \\ &= 55,896 \text{ } ^\circ\text{C} = 328,90 \text{ } ^\circ\text{K} \end{aligned}$$

harga ΔT yang baru adalah

$$\Delta T'_1 = \frac{\Delta T_1 \cdot A_1}{A_m} = \frac{11,1 \times 75,6}{60,644} = 13,9 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T'_2 = \frac{\Delta T_2 \cdot A_2}{A_m} = \frac{16,4 \times 49,2}{60,644} = 13,3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T'_3 = \frac{\Delta T_3 \cdot A_3}{A_m} = \frac{28,3 \times 57,2}{60,644} = 26,66 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Sigma \Delta T = 13,85 + 13,3 + 26,66 = 53,80 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} T_1 &= T_{s1} - \Delta T_1 = 121 - 13,9 \\ &= 107 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_2 &= T_1 - \Delta T_2 - BPR_1 = 107 - 13,3 - 1,125 \\ &= 92,74 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_{s2} &= T_1 - BPR_1 = 107 - 1,125 \\ &= 106,0 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_3 &= T_2 - \Delta T_3 - BPR_2 = 92,74 - 26,66 - 1,534 \\ &= 64,54 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_{s3} &= T_2 - BPR_2 = 93 - 1,534 \\ &= 91,2 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_{s4} &= T_3 - BPR_3 = 65 - 2,445 \\ &= 62,1 \text{ } ^\circ\text{C} \end{aligned}$$

effect 1	effect 2	effect 3	condenser
$T_{s1} = 121$	$T_{s2} = 106,0$	$T_{s3} = 91,2$	$T_{s4} = 62,1$
$T_1 = 107,1$	$T_2 = 92,74$	$T_3 = 64,5$	
$P_1 = 130$	$P_2 = \underline{78}$	$P_3 = \underline{24,5}$	

data steam	suhu steam	suhu (°C)	ΔH sat. Liquid kJ/kg	ΔH sat.vapor kJ/kg
	Ts1	121,0	509,03	2708,1
	Ts2	106,0	446,50	2689,2
	Ts3	91,2	382,39	2662,2
	Ts4	62,1	258,97	2612,9

perhitungan pada Effect 1

$$\begin{aligned} T1 &= 107 & Ts2 &= 106,0 \\ BPR1 &= 1,125 & Ts1 &= 121 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H1 &= Hs2(\text{saturation enthalpy at } T + 1,884 (BPR 1)) \\ &= 2689,2 + 1,884 (1,125) \\ &= 2691,319 \text{ kJ/kg} \\ \lambda s1 &= Hs1(\text{vapor saturation enthalpy}) - h_{s1} (\text{liquid enthalpy at } Ts1) \\ &= 2708,1 - 509,03 \\ &= 2199,07 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

perhitungan pada Effect 2

$$\begin{aligned} T2 &= 93 & Ts3 &= 91,2 \\ BPR2 &= 1,534 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H2 &= Hs3(\text{saturation enthalpy at } T + 1,884 (BPR 2)) \\ &= 2662,2 + 1,884 (1,534) \\ &= 2665,09 \text{ kJ/kg} \\ \lambda s2 &= H1 - h_{s2} (\text{liquid enthalpy at } Ts2) \\ &= 2691,319 - 446,50 \\ &= 2244,819 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

perhitungan pada Effect 3

$$\begin{aligned} T3 &= 65 & Ts4 &= 62,1 \\ BPR3 &= 2,445 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H3 &= Hs4(\text{saturation enthalpy at } T + 1,884 (BPR 3)) \\ &= 2612,9 + 1,884 (2,445) \\ &= 2617,506 \text{ kJ/kg} \\ \lambda s3 &= H2 - h_{s3} (\text{liquid enthalpy at } Ts3) \\ &= 2665,09 - 382,39 \\ &= 2282,7 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

perhitungan steam economy

$$\begin{aligned} F + S &= L1 + V1 \\ (F.Cp.\Delta T) + (S.\lambda s1) &= (F.Cp.\Delta T) + (V1.H1) \\ F &= 17845,91 \text{ kg/jam} \\ CpF &= 3,333 \text{ kJ/kg.K} \\ Tf &= 60 ^\circ\text{C} \\ \lambda s1 &= 2199,07 \text{ kJ/kg} \\ CpI &= 3,196 \text{ kJ/kg.K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} TL1 &= 107 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ H1 &= 2691,319 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} (F.Cp.\Delta T) + (S.\lambda s1) &= (L1.Cp.\Delta T) + (V1.H1) \\ (17845,9 \times 3,333 \times 60) + (s \times 2199,1) &= (L1 \times 3,196 \times 107) + (17845,91 - L1) \times 2691,3 \\ 3569127,704 + 2199,07 s &= 342,49 L1 + (17845,91 - L1) \times 2691 \\ 2199,07 s &= -2348,83 L1 + 44459913,8 \dots\dots\dots(1) \end{aligned}$$

neraca energi Evaporator II

$$\begin{aligned} CpI &= 3,196 \text{ kJ/kg.K} \\ TL1 &= 107,15 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ \lambda s2 &= 2244,819 \text{ kJ/kg} \\ CpI &= 2,96 \text{ kJ/kg.K} \\ TL2 &= 92,74 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ H2 &= 2665,09 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} (L1.CpL1.\Delta T) + (v1.\lambda s2) &= (L2.Cp.\Delta T) + (V2.H2) \\ (L1 \times 3,196 \times \text{##}) + (17845,91 - L1) \times 2244,8 &= (L2 \times 2,964 \times 93) + (L1 - L2) \times 2665,1 \\ -1902,33 L1 + 40060843,3 &= -2390,21 L2 + 2665,1 L1 \\ -4567,42 L1 + 40060843,3 &= -2390,21 L2 \dots\dots\dots(2) \end{aligned}$$

neraca energi Evaporator III

$$\begin{aligned} CpI &= 2,964 \text{ kJ/kg.K} \\ TL2 &= 93 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ \lambda s3 &= 2282,7 \text{ kJ/kg} \\ L3 &= 9401,60 \text{ kg/jam} \\ CpI &= 2,629 \text{ kJ/kg.K} \\ TL3 &= 65 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ H3 &= 2617,506 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} (L2.CpL2.\Delta T) + (v2.\lambda s3) &= (L3.Cp.\Delta T) + (V3.H3) \\ (L2 \times 2,964 \times 93) + (L1 - L2) \times 2283 &= (9401,60 \times 2,629 \times 65) + (L2 - 9401,60) \times 2617,5 \\ -2007,82 L2 + 2282,7 L1 &= -23013501 + 2617,51 L2 \\ -4625,33 L2 + 2282,7 L1 &= -23013501 \dots\dots\dots(3) \end{aligned}$$

substitusi pers (2) dan (3)

$$\begin{aligned} -4567,42 L1 + 40060843,3 &= -2390,21 L2 \\ 1,910886 L1 + -16760 &= L2 \end{aligned}$$

masukkan ke pers (3)

$$\begin{aligned} -4625,33 L2 + 2282,7 L1 &= -23013501 \\ -4625,33 (1,9109 L1 + -16760,4) + 2282,70 L1 &= -23013501 \\ -8838,47 L1 + 8E+07 + 2282,70 L1 &= -23013501 \\ -6555,77 L1 &= -100535767 \end{aligned}$$

$$L1 = 15335,46 \text{ kg/jam}$$

massukan L1 ke pers (2)

$$\begin{aligned} -4567,42 \text{ L1} + 40060843,3 &= -2390,21 \text{ L2} \\ -4567,42 (15335,46) + 40060843 &= -2390,21 \text{ L2} \\ -29982624 &= -2390,21 \text{ L2} \\ \text{L2} &= 12543,93 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

pers (1)

$$\begin{aligned} 2199,07 \text{ S} &= -2348,83 \text{ L1} + 44459913,8 \\ 2199,07 \text{ S} &= -2348,83 (15335,46) + 44459913,8 \\ 2199,07 \text{ S} &= -36020355 + 44459913,8 \\ \text{S} &= 3837,79 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

sehingga diperoleh

$$\begin{aligned} \text{S} &= 3837,79 \text{ kg/jam} & \text{F} &= 17845,91 \text{ kg/jam} \\ \text{V1} &= 2510,44 \text{ kg/jam} & \text{L1} &= 15335,46 \text{ kg/jam} \\ \text{V2} &= 2791,53 \text{ kg/jam} & \text{L2} &= 12543,93 \text{ kg/jam} \\ \text{V3} &= 3142,33 \text{ kg/jam} & \text{L3} &= 9401,60 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

harga q pada tiap-tiap badan

$$q1 = S\lambda s1 = \frac{3837,79}{3600} 2199,1 \times 1000 = 2344322 \text{ W}$$

$$q2 = V1\lambda s2 = \frac{2510,44}{3600} 2244,8 \times 1000 = 1565415 \text{ W}$$

$$q3 = V2\lambda s3 = \frac{2791,53}{3600} 2282,7 \times 1000 = 1770065 \text{ W}$$

$$A1 = \frac{q1}{U1.\Delta T1} = \frac{2344322}{2800 \times 13,9} = 60,437 \text{ m}^2$$

$$A2 = \frac{q2}{U2.\Delta T2} = \frac{1565415,1}{1900 \times 13,3} = 62,019 \text{ m}^2$$

$$A3 = \frac{q2}{U2.\Delta T2} = \frac{1770064,8}{1100 \times 26,66} = 60,351 \text{ m}^2$$

$$Am = \frac{A1+A2+A3}{3} = 60,936$$

neraca energi evaporator 1

$$F + S = L1 + V1$$

$$(F.Cp.\Delta T) + (S.\lambda s1) = (L1.H1) + (V1.H1)$$

$$F = 17845,91 \text{ kg/jam}$$

$$CpF = 3,33 \text{ kJ/kg.K}$$

$$Tf = 60,00 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\begin{aligned}\lambda_{s1} &= 2199,07 \text{ kJ/kg} \\ \text{CpI} &= 3,20 \text{ kJ/kg.K} \\ \text{TL1} &= 107,15 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ \text{H1} &= 2691,32 \text{ kJ/kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}(\text{F.Cp}.\Delta\text{T}) + (\text{S}.\lambda_{s1}) &= (\text{L1.Cp}.\Delta\text{T}) + (\text{V1.H1}) \\ (17845,9 \times 3,333 \times 60) + &= (15335,5 \times 3,196 \times 107) + \\ 3837,79 \times 2199,07 &= (2510,44 \times 2691,3) + \\ 3569128 + 8439559 &= 5252279 + 6756408 \\ 12008687 \text{ kJ} &= 12008687 \text{ kJ}\end{aligned}$$

neraca energi Evaporator II

$$\begin{aligned}\text{CpI} &= 3,196 \text{ kJ/kg.K} \\ \text{TL1} &= 107,147 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ \lambda_{s2} &= 2244,819 \text{ kJ/kg} \\ \text{CpI} &= 2,964 \text{ kJ/kg.K} \\ \text{TL2} &= 92,737 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ \text{H2} &= 2665,090 \text{ kJ/kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}(\text{L1.CpL1}.\Delta\text{T}) + (\text{v1}.\lambda_{s2}) &= (\text{L2.Cp}.\Delta\text{T}) + (\text{V2.H2}) \\ (15335,5 \times 3,196 \times 107) + &= (12543,9 \times 2,964 \times 93) + \\ (2510,44 \times 2244,8) &= (2791,53) \times 2665,1 \\ 5252279,22 + 5635494,32 &= 3448086,1 + 7439687,4 \\ 10887773,53 \text{ kJ} &= 10887773,53 \text{ kJ}\end{aligned}$$

neraca energi Evaporator III

$$\begin{aligned}\text{CpI} &= 2,964 \text{ kJ/kg.K} \\ \text{TL2} &= 92,737 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ \lambda_{s3} &= 2282,700 \text{ kJ/kg} \\ \text{L3} &= 9401,598 \text{ kg/jam} \\ \text{CpI} &= 2,629 \text{ kJ/kg.K} \\ \text{TL3} &= 64,540 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ \text{H3} &= 2617,506 \text{ kJ/kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}(\text{L2.CpL2}.\Delta\text{T}) + (\text{v2}.\lambda_{s3}) &= (\text{L3.Cp}.\Delta\text{T}) + (\text{V3.H3}) \\ (12543,9 \times 2,964 \times 93) + &= (9401,60 \times 2,629 \times 65) + \\ (2791,53) \times 2283 &= (3142,33) \times 2617,5 \\ 3448086,15 + 6372233,11 &= 1595240,31 + 8225078,95 \\ 9820319,25 \text{ kJ} &= 9820319,25 \text{ kJ}\end{aligned}$$

Nerca Energi overall

Effect I

H in(kJ)		H out(kJ)	
Qbahan	3569127,70	Qbahan	5252279,22
steam	8439559,23	Uap H2O	6756407,71
total	12008686,93	total	12008686,93

Effect II

H in(kJ)		H out(kJ)	
Qbahan	5252279,22	Qbahan	3448086,15
steam	5635494,32	Uap H ₂ O	7439687,39
total	10887773,53	total	10887773,53

Effect III

H in(kJ)		H out(kJ)	
Qbahan	3448086,15	Qbahan	1595240,31
steam	6372233,11	Uap H ₂ O	8225078,95
total	9820319,25	total	9820319,25

5. KONDENSER

fungsi : mengondensasi uap dan menjaga tekanan evaporator

menggunakan persamaan 8.6-1 Geankoplis 3rd edition

$$VH_s + WC_p(T_1 - 273) = (V + W)C_p(T_2 - 273)$$

dimana :

V = aliran vapor (kg/h)

H_s = entalpi vapor dari steam tabel pada suhu 60 = 2609,6 kJ/kg

W = aliran air pendingin (Kg/h)

T₁ = suhu air pendingin masuk konde = 303 K

T₂ = suhu keluar kondenser = 318 K

sehingga,

$$\begin{aligned} \frac{W}{V} &= \frac{H_s - C_p (T_2 - 273)}{C_p (T_2 - T_1)} \\ \frac{W}{V} &= \frac{2610 - 4,182 (318 - 273)}{4,182 (318 - 303)} \\ W &= \frac{2.421}{62,730} = \frac{2.421 (3142,33)}{62,730} \\ W &= 121296 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \end{aligned}$$

neraca energi

$$\begin{aligned} VH_s + WC_p(T_1 - 273) &= (V + W)C_p(T_2 - 273) \\ (3142,3 \times 2610) + 121296 \times 4,182 \times 30 &= (3142,3 + 121295,7) \times 4,182 \times 45 \\ 8200234,46 + 15217757 &= 124438 \times 188,19 \\ 23417992 \text{ kJ/h} &= 23417992 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

6. CRYSTALLIZER

Fungsi : pembentukan kristal sodium nitrat

neraca energi total

$$Q = (H_2 + H_v) - H_1 \quad (\text{asumsi tidak ada air yang teruapkan})$$

sehingga, $H_v = 0$

H2 = entalpi produk
H1 = entalpi bahan masuk

entalpi bahan masuk, H1 (pada suhu 64,9 °C) = 337,9 °k

komponen	BM	massa (kg)	kmol	$\int_{cp}.dT$	H (kJ)
NaCl	58,443	164,18	2,81	2031,97	23974,76
H ₂ O	18,015	4700,80	260,93	3006,14	784403,52
NaNO ₃	84,995	4536,62	53,38	3854,52	864093,56
total		9401,60			1672471,84

The heat of solution at 25°C = -5050 kkal/kmol = -21210 kJ/kmol NaNO₃

$$\text{The heat of solution} = \frac{-21210}{139} = -152,545 \text{ kJ/kg kristal}$$

$$\begin{aligned} \text{panas kristalisasi} &= - (-152,5) \\ &= 153 \text{ kJ/kg kristal} \end{aligned}$$

atau,

$$\begin{aligned} \text{panas kristalisasi} &= 153 \times \text{kristal} \\ &= 153 \times 2906,48 = 443369,75 \text{ kJ} \end{aligned}$$

neraca energi total

$$Q = Q \text{ kristalisasi} - \text{entalpi bahan masuk}$$

$$\begin{aligned} Q &= 443369,75 - 1672471,84 \\ &= -1229102,09 \text{ kJ/jam (tanda negatif maka panas harus di hilangkan)} \end{aligned}$$

kebutuhan air pendingin :

$$\begin{aligned} \text{suhu air pendingin masuk} &30 \text{ } ^\circ\text{C} \\ \text{suhu air pendingin keluar} &45 \text{ } ^\circ\text{C} \\ \text{Cp air pendingin} &4,181 \text{ kJ/kg.K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q &= m.Cp.\Delta T \\ m &= \frac{Q}{Cp.\Delta T} = \frac{1229102,09}{4,181 \times 15} \\ &= 19598 \text{ kg H}_2\text{O/jam} \end{aligned}$$

7. Rotary Dryer

- 1 Cp solid = Cp sodium nitrat (diasumsikan konstan)
- 2 Udara panas , TG2masuk pada suhu 60 °C dan relative humidity
H2 = 0,045 kg H₂O/kg udara kering.
- 3 TG1 = 50,199 °C
- 4 Rate Solid masuk (Ls) = 2848,3 - 147,9 = 2700,5
- 5 Suhu Solid masuk (Ts1) = 30 °C
- 6 Suhu Solid keluar (Ts2) = 50 °C
- 7 Kapasitas panas solid = 0,262 kkal/kg.K
- 8 Kapasitas panas air permukaan = 0,9987 kkal/kg.K
- 9 Suhu referen (T0) = 25 °C
- 10 panas laten = 542,576 kkal/kg.K

$$\begin{aligned}
 X1 &= \frac{\text{Massa H2O}}{\text{Massa Feed}} \\
 &= \frac{147,89}{2700,46} \\
 &= 0,0548 \quad \text{kg H}_2\text{O/kg solid kering}
 \end{aligned}$$

12 Kadar air dalam produk ke : 1%

$$X2 = 0,01$$

Neraca komponen air :

$$\begin{aligned}
 G \times H2 + Ls \times X1 &= G \times H1 + Ls \times X2 \\
 G \times 0,045 + 2700,5 \times 0,0548 &= G \times H1 + 2700,46 \times 0,01 \\
 G \times 0,045 + 147,889 &= GH1 + 27,005 \\
 G \times 0,045 + 120,884 &= GH1 \quad \dots\dots\dots(1)
 \end{aligned}$$

Komponen Masuk

entalpi udara panas masuk

$$\begin{aligned}
 HG2 &= Cs(TG2-T0)+H2(\lambda0) \\
 &= (1,005 \ 1,88H) (60 - 25) + 0,045 \times 542,58 \\
 &= (1,005 \ 1,88 \ 0,045) (35) + 24,416 \\
 &= (38,136) + 24,416 \\
 &= 62,552 \text{ kcal/kg udara kering}
 \end{aligned}$$

entalpi feed masuk

$$\begin{aligned}
 H'S1 &= Cps(Ts1-T0)+X1.CpA(Ts1-T0) \\
 &= 0,262 (50) + (0,0548 \times 0,99870) (40-25) \\
 &= 1,310 + 0,273 \\
 &= 1,583 \text{ kcal/kg solid kering}
 \end{aligned}$$

komponen keluar

entalpi udara keluar

$$\begin{aligned}
 H'G1 &= Cs(TG1-T0)+H1(\lambda0) \\
 &= (1,005 \ 1,88 H) (50,2 - 25) + H1 \ 542,576 \\
 &= (1,005 \ 1,88 H) (25,2) + 542,576 H1 \\
 &= 25,325 \ 47,4 H1 + 542,576 H1 \\
 &= 25,325 + 589,950 H1 \quad \dots\dots\dots(2)
 \end{aligned}$$

entalpi produk keluar

$$\begin{aligned}
 H'S2 &= Cps(Ts2-T0)+X2.CpA(Ts2-T0) \\
 &= 0,262 (50 - 25) + 0,01 \times 0,99870 (50 - 25) \\
 &= 6,55 + 0,25 \\
 &= 6,80 \text{ kcal/kg udara kering}
 \end{aligned}$$

neraca panas *Rotary Dryer*

$$G.H'G2+Ls.Hs1=G.H'G1+Ls.H's2+Q_{\text{loss}}$$

eq. 9.10-26 Geankoplis 3rd edition

$$\begin{aligned}
 G \times H'G2 + L \times H's1 &= G \times H'G1 + L \times H's2 + 5\% (G \times H'G2 + L \times H's1) \\
 G \times 62,552 + 4276,08 &= G(25,325 + 589,95H1 + 18362 + (3,128 + 213,8)) \\
 G \times 59,424 + 4062,28 &= G \times 25,325 + GH1 \times 589,950 + 18362,2 \\
 G \times 34,099 - GH \times 589,950 &= 14299,96 \dots\dots\dots(3)
 \end{aligned}$$

substitusi persamaan (1) dan (3)

$$\begin{aligned}
 G \times 34,099 - (G \times 0,045 \times 120,9) \times 589,95 &= 14299,96 \\
 G \times 7,552 - 71316 &= 14299,96 \\
 G \times 7,552 &= 85615,635 \\
 G &= 11337,37 \text{ kg udara kering/jam}
 \end{aligned}$$

substitusi nilai G ke persamaan (1)

$$\begin{aligned}
 G \times 0,045 + 120,9 &= GH1 \\
 11337,4 \times 0,045 + 120,9 &= 11337 \times H1 \\
 631,0659 &= 11337 \times H1 \\
 0,056 \text{ kgH}_2\text{O/udar} &= H1 \\
 &\text{a kering}
 \end{aligned}$$

substitusi nilai H1 ke persamaan (2)

$$\begin{aligned}
 H'G1 &= 25,32 \times 589,95 \times H1 \\
 &= 25,32 \times 589,95 \times (0,056) \\
 &= 58,163 \text{ kkal/kg udara kering}
 \end{aligned}$$

entalpi masuk

$$\begin{aligned}
 \text{entalpi bahan} &= Ls \times H's1 \\
 &= 2700,5 \times 1,583 \\
 &= 4276 \text{ kkal/jam} = 17960 \text{ kJ/jam} \\
 \text{entalpi udara} &= G \times H'G2 \\
 &= 11337 \times 62,552 \\
 &= 709174 \text{ kkal/jam} = 2978532 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

entalpi keluar

$$\begin{aligned}
 \text{entalpi bahan} &= Ls \times H's2 \\
 &= 2700,5 \times 6,7997 \\
 &= 18362 \text{ kkal/jam} = 77121 \text{ kJ/jam} \\
 \text{entalpi udara} &= G \times H'G1 \\
 &= 11337 \times 58,163 \\
 &= 659416 \text{ kkal/jam} = 2769546 \text{ kJ/jam} \\
 Q_{\text{loss}} &= 5\% (\text{entalpi bahan masuk} + \text{entalpi udara masuk}) \\
 &= 5\% (4276 + 709174,3) \\
 &= 35673 \text{ kkal/jam} = 149824,6 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

neraca Energi

masuk (kJ/jam)		keluar (kJ/jam)	
Q bahan	17959,55	Q bahan	77121,40
Q udara	2978532,04	Q udara	2769545,61
		Q loss	149824,58
total	2996491,59	total	2996491,59

8. kondenser Cl

pada kondenser (E-212) Cl2 yang menguap pada flash drum pada suhu 65°C akan terkondensasi pada temperatur 30 °C

neraca panas masuk (T= 65 °C)

komponen	BM	massa (kg)	kmol	$\int cp.dT$	H (kJ)
Cl2	70,91	1261,54	17,79	1420,96	106181,73
total					106181,73

neraca panas keluar (T= 30 °C)

komponen	BM	massa (kg)	kmol	$\int cp.dT$	H (kJ)
Cl2	70,91	1261,54	17,79	177,41	13257,34
total					13257,34

panas yang di lepas

$$\begin{aligned}
 &= Q_{out} - Q_{in} \\
 &= 13257,34 - 106181,73 \\
 &= -92924,39
 \end{aligned}$$

kebutuhan air pendingin

suhu air pendingin masuk 30 °C

suhu air pendingin keluar 45 °C

Cp air pendingin 4,181 kJ/kg.K (pada suhu 30°C)

$$Q = m C_p \Delta T$$

$$\begin{aligned}
 m &= \frac{Q}{C_p \times \Delta T} = \frac{92924,39}{4,181 \times 15} \\
 &= 1481,69 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

masuk (kJ/jam)		keluar (kJ/jam)	
Qlepas	-92924,39	Qout	13257,34
Qin	106181,73		
total	13257,34	total	13257,34

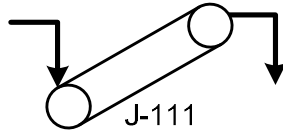
APPENDIKS C SPESIFIKASI PERALATAN

1. J-121 BELT CONVEYOR

Fungsi : Memindahkan Sodium Klorida dari Bin

Tipe : Troughed belt on continous plate

Dasar pemilihan : Untuk memindah material solid halus dengan kapasitas besar pada jarak jauh dan ekonomis



$$\begin{aligned}\text{Laju alir bahan} &= 78.806 \text{ kg/hari} \\ &= 3,28 \text{ ton/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jarak horizontal} &= 100 \text{ m} \\ &= 328,08 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\text{Kemiringan belt} = 15^\circ$$

$$\begin{aligned}\text{Panjang konveyo} &= 328,08 / \cos 15^\circ \\ &= 333,14 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Rise} &= 328,08 \tan 15^\circ \\ &= 57,85 \text{ ft}\end{aligned}$$

Dari tabel 21-7 Perry's ed.7 hal.21-11, dipilih:

$$\begin{aligned}\text{Lebar belt} &= 14 \text{ in} = 36 \text{ cm} \\ \text{Kecepatan normal conveying (u)} &= 100 \text{ ft/menit} = 1,7 \text{ ft/detik} \\ \text{Kemiringan} &= 15^\circ \\ \text{Kapasitas maksimum} &= 32 \text{ ton/jam} \\ \text{Cross sectional area of load} &= 0,11 \text{ ft}^2 \\ \text{Belt plies} &= 4 \text{ buah} \\ \text{Power} &= 0,44 \text{ hp} / 30,48 \text{ m} \\ \text{Ukuran lump maksimum} &= 2 \text{ in}\end{aligned}$$

Dari rumus Example 5.4 hal 83 dan grafik 5.5 (c) hal 82 didapat : (Wallas)

Dari gambar 5.11 Wallas, didapatkan nilai P kosong = 0,25

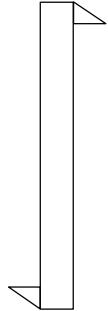
$$\begin{aligned}\text{Daya yang dibutuhkan} &= P \text{ horizontal} + P \text{ vertikal} + P \text{ kosong} \\ &= (0,4 + (L/300)(W/100) + 0,001HW) + P \text{ kosong} \\ &= 0,489 \text{ hp}\end{aligned}$$

Losses, diambil 10%

$$\begin{aligned}\text{Maka daya aktual yang dibutuhkan} &= 110\% \times \text{Daya teoritis} \\ &= 0,54 \text{ hp}\end{aligned}$$

2. J-341 Bucket Elevator

Fungsi : Mengangkut sodium nitrat ke bin
Tipe : Spaced-bucket positive-discharge elevator
Dasar pemilihan : Mampu mengangkat material yang lengket dan cenderung menggumpal



Kapasitas = 68.399,73 kg/hari
= 68,40 ton/hari
= 2,85 ton/jam

Tabel 21-8 Perry 7th ed.

Diambil kapasitas	=	14 ton/jam
Size of bucket	=	6 x 4 x 4,5 in
Elevator centers	=	50 ft
Bucket speed	=	260 ft/min
Head shaft	=	43 rpm
hp required at head shaft	=	2 hp
Belt width	=	7 in

3 F-120 STORAGE sodium klorida

Fungsi : Menyimpan bahan baku Sodium Klorida

Tipe : Tangki dengan tutup bawah conical

Dasar pemilihan : Sesuai dengan karakteristik bahan

Bahan : SS316

densitas sodium klorid = $1330 \text{ kg/m}^3 \gg \text{anval}$

$$= 83,029 \text{ lbm/ft}^3$$

Dasar perencanaan

Bahan yang disimpan = Kebutuhan sodium klorida per hari x 30

$$= 297.711 \times 30$$

$$= 8.931.343,28 \text{ kg/30 hari}$$

$$\text{Volume Bahan} = \frac{\text{jumlah bahan yang disimpan}}{\text{densitas}}$$

$$= \frac{8931343,28 \text{ kg/30 hari}}{1330 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 6.715,30 \text{ m}^3/30 \text{ hari}$$

Faktor keamanan 20% maka, bahan mengisi volume gudang sebe: 80%

Volume bin = $100\% / 80\% \times \text{volume bahan}$

$$= 8.394,12 \text{ m}^3$$

Diambil tinggi silinder (H) 1,5 diameter silinder (D)

Bagian bawah berbentuk conical dengan 120°

Volume bin = Volume silinder + Volume conical bawah

$$8.394,12 = \frac{\pi}{4} D^2 H + \left(\frac{\pi D^3}{24 \tan(0,5\alpha)} \right)$$

$$8.394,12 = 1,178 D^3 + 0,076 D^3$$

$$8.394,12 = 1,253 D^3$$

$$D = 18,851 \text{ ft}$$

$$D = 226 \text{ in}$$

$$H = 28,28 \text{ ft}$$

$$= 339,31 \text{ in}$$

Tinggi bahan dalam bin

$$V_{\text{bahan}} = \frac{\pi}{4} D^2 H_{\text{bahan}} + \left(\frac{\pi D^3}{24 \tan(0,5\alpha)} \right)$$

$$\text{#####} = 279 H_{\text{bahan}} + 507$$

$$H_{\text{bahan}} = 22,26 \text{ ft}$$

Desain Tekanan

Perhitungan Vertical Pressure

$$\text{Densitas Bahan} = 1.330,0 \text{ kg/m}^3$$

$$= 83,0 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\alpha_r = 36^\circ$$

$$\alpha_m = 36^\circ$$

$$\begin{aligned}
 \sin \alpha_m &= 0,59 \\
 \tan \alpha_m &= 0,73 \\
 K' &= (1 - \sin \alpha_m) / (1 + \sin \alpha_m) \\
 &= \frac{1 - 0,5878}{1 + 0,5878} \\
 &= 0,26 \\
 R &= 9 \text{ ft} \\
 Z_t &= 22,26 \text{ ft} \\
 P_B &= \frac{R \times \rho \text{ (g/cc)}}{2 \times \tan \alpha_m \times K'} \cdot e^{-2 \tan \alpha_m K' Z_t / R} \\
 &= 374 \text{ lb/ft}^2 \\
 &= 2,6 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Lateral Pressure

$$\begin{aligned}
 P_L &= K' P_B \\
 &= 0,26 \times 2,6 \\
 &= 0,68 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan de} &= P_{\text{internal}} + \text{faktor keamanan } 5\% \\
 P_{\text{desain}} &= (14,7 + 2,60) + 0,87 \text{ psia} \\
 P_{\text{desain}} &= 3,47 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

Bahan yang digunakan adalah SS 316
 Pengelasan yang digunakan double welded butt joint
 Allowable stress (f) = 20000 psi
 Faktor korosi (C') = 0,04 in
 Efisiensi las (E) = 0,8

Tebal shell bin

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_{\text{design}} \times D_i}{2 \times (f \times E - 0,6 \times P_{\text{design}})} + c \quad (\text{B\&Y, 254}) \\
 t_s &= \frac{3,465 \times 226,21}{2 \times [(20000 \times 0,8) - (0,6 \times 3,47)]} + 0,04 \\
 t_s &= 0,06 \text{ in} \\
 t_s &= 1,0 / 16
 \end{aligned}$$

Diambil tebal standar

$$t_s = 7 / 16$$

Check :

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + 2 \cdot t_s \\
 &= 226,21 + (2 \times 0,438) \\
 &= 227,08 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$OD \text{ standar} = 156 \text{ in} \quad (\text{B \& Y, Tabel 5.7, hal 91})$$

$$= 13 \text{ ft}$$

Sehingga koreksi terhadap ID menjadi

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OC} - 2 \cdot t_s \\ &= 156 \cdot (2 \times 0,438) \\ &= 155,13 \text{ in} \\ &= 12,93 \text{ ft} \end{aligned}$$

Tinggi bagian silinder bin

$$\begin{aligned} H &= 2 \times \text{ID} \\ &= 1,5 \times 12,927 \text{ ft} \\ &= 19,391 \text{ ft} \\ &= 232,69 \text{ in} \end{aligned}$$

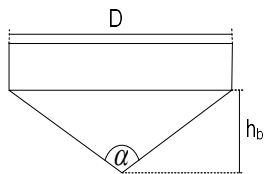
Tutup Atas

Tutup atas berbentuk datar

$$t_{ha} = t_s = 7/16 \text{ in}$$

Tutup Bawah

Tutup bawah berbentuk conical 120°



$$\begin{aligned} h_b & \quad (\text{Kusnarjo, hal 7}) \\ &= \frac{D}{2 \tan(0,5\alpha)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_b &= \frac{155,13}{2 \times \tan 0,5 \times 120^\circ} \\ h_b &= 44,8 \text{ in} \\ &= 3,74 \text{ ft} \end{aligned}$$

Tebal tutup bawah

$$\begin{aligned} t_b &= \frac{P_{desain} \times D}{4(fE - 0,1P_{desain})\cos(0,5\alpha)} + C \\ t_b &= \frac{3,47 \times 155,13}{4 \times [(20000 \times 1) - (0,1 \times 3,47)] \times \cos 60} \end{aligned}$$

$$t_b = 1/60 \text{ in}$$

$$t_b = 0,27 / 16$$

Diambil tebal conical standar

$$t_b = 7/16 \text{ in}$$

Maka tinggi total bin

$$H_{\text{bin}} = \text{tinggi silinder} + \text{tinggi tutup bawah}$$

$$H_{bin} = 19,39 + 3,74$$

$$H_{bin} = 23,13 \text{ ft}$$

$$= 278 \text{ in}$$

Tabel. C.17. Spesifikasi Tangki

Alat	STORAGE sodium klorida		
Kode	F-120		
Fungsi	: Menyimpan bahan baku Sodium Klorida		
Kapasitas	8394,12	ft ³	
Dimensi	Diameter shell (D)	=	18,851 ft
	Tinggi shell (Hs)	=	28,28 ft
	Tebal shell (ts)	=	0,4375 in
	Tinggi atap	=	3,74 ft
	Tebal head	=	0,438 in
	Tinggi total	=	23,13 ft
Tekanan Desain	3,47	psig	
Jumlah	1	buah	

5 F-440 STORAGE sodium nitrat

Fungsi : Menyimpan bahan baku Sodium Klorida
Tipe : Bangunan persegi dengan tutup prisma segi tiga
Dasar pemilihan : Sesuai dengan karakteristik bahan
Bahan : Beton

$$\begin{aligned}\text{densitas sodium klorid} &= 1346 \text{ kg/m}^3 \\ &= 84,028 \text{ lbm/ft}^3\end{aligned}$$

Dasar perencanaan

$$\begin{aligned}\text{Bahan yang disimpan} &= \text{Kebutuhan sodium nitrat per hari} \times 30 \\ &= 68.400 \times 30 \\ &= 2.051.991,91 \text{ kg/30 hari}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume Bahan} &= \frac{\text{jumlah bahan yang disimpan}}{\text{densitas}} \\ &= \frac{2051991,91 \text{ kg/hari}}{1346 \text{ kg/m}^3} \\ &= 1.524,51 \text{ m}^3/\text{hari}\end{aligned}$$

Faktor keamanan 30% maka, bahan mengisi volume gudang sel 70%

$$\begin{aligned}\text{Volume bin} &= 100\% / 70\% \times \text{volume bahan} \\ &= 2.177,87 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Diambil tinggi silinder (H) 1,5 diameter silinder (D)

Bagian bawah berbentuk conical dengan 120°

Volume bin = Volume silinder + Volume conical bawah

$$2.177,87 = \frac{\pi}{4} D^2 H + \left(\frac{\pi D^3}{24 \tan(0,5\alpha)} \right)$$

$$2.177,87 = 1,178 D^3 + 0,076 D^3$$

$$2.177,87 = 1,253 D^3$$

$$D = 12,023 \text{ ft}$$

$$D = 144 \text{ in}$$

$$H = 18,03 \text{ ft}$$

$$= 216,41 \text{ in}$$

Tinggi bahan dalam bin

$$V_{\text{bahan}} = \frac{\pi}{4} D^2 H_{\text{bahan}} + \left(\frac{\pi D^3}{24 \tan(0,5\alpha)} \right)$$

$$\text{#####} = 113 H_{\text{bahan}} + 131$$

$$H_{\text{bahan}} = 12,28 \text{ ft}$$

Desain Tekanan

Perhitungan Vertical Pressure

$$\begin{aligned}\text{Densitas Bahan} &= 1.346,0 \text{ kg/m}^3 \\ &= 84,0 \text{ lbm/ft}^3\end{aligned}$$

$$\alpha_r = 36^\circ$$

$$\alpha_m = 36^\circ$$

$$\begin{aligned}
 \sin \alpha_m &= 0,59 \\
 \tan \alpha_m &= 0,73 \\
 K' &= (1 - \sin \alpha_m) / (1 + \sin \alpha_m) \\
 &= \frac{1 - 0,5878}{1 + 0,5878} \\
 &= 0,26 \\
 R &= 6 \text{ ft} \\
 Z_t &= 12,28 \text{ ft} \\
 P_B &= \frac{R \times \rho \text{ (g/cc)}}{2 \times \tan \alpha_m \times K'} \cdot e^{-2 \tan \alpha_m K' Z_t / R} \\
 &= 220 \text{ lb/ft}^2 \\
 &= 1,53 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Lateral Pressure

$$\begin{aligned}
 P_L &= K' P_B \\
 &= 0,26 \times 1,53 \\
 &= 0,4 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Tekanan de = P internal + faktor ke 5%

$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain}} &= (14,7 + 1,53) + 0,81 \text{ psia} \\
 P_{\text{desain}} &= 2,34 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

Bahan yang digunakan adalah SS 316

Pengelasan yang digunakan double welded butt joint

Allowable stress (f) = 20000 psi

Faktor korosi (C') = 0,04 in

Efisiensi las (E) = 0,8

Tebal shell bin

$$t_s = \frac{P_{\text{design}} \times D_i}{2 \times (f \times E - 0,6 \times P_{\text{design}})} + c \quad (\text{B\&Y, 254})$$

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{2,340 \times 144,28}{2 \times [(20000 \times 0,8) - (0,6 \times 2,34)]} + 0,04 \\
 t_s &= 0,05 \text{ in} \\
 t_s &= 0,8 / 16
 \end{aligned}$$

Diambil tebal standar

$$t_s = 7 / 16$$

Check :

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + 2 \cdot t_s \\
 &= 144,28 + (2 \times 0,438) \\
 &= 145,15 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$OD \text{ standar} = 156 \text{ in} \quad (\text{B \& Y, Tabel 5.7, hal 91})$$

$$= 13 \text{ ft}$$

Sehingga koreksi terhadap ID menjadi

$$\begin{aligned} ID &= OC - 2 \cdot t_s \\ &= 156 \cdot (2 \times 0,438) \\ &= 155,13 \text{ in} \\ &= 12,93 \text{ ft} \end{aligned}$$

Tinggi bagian silinder bin

$$\begin{aligned} H &= 2 \times ID \\ &= 1,5 \times 12,927 \text{ ft} \\ &= 19,391 \text{ ft} \\ &= 232,69 \text{ in} \end{aligned}$$

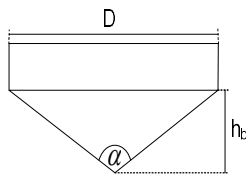
Tutup Atas

Tutup atas berbentuk datar

$$t_{ha} = t_s = 7/16 \text{ in}$$

Tutup Bawah

Tutup bawah berbentuk conical 120°



$$\begin{aligned} h_b & \quad (\text{Kusnarjo, hal 7}) \\ &= \frac{D}{2 \operatorname{tg}(0,5\alpha)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_b &= \frac{155,13}{2 \times \operatorname{tg} 0,5 \times 120^\circ} \\ h_b &= 44,8 \text{ in} \\ &= 3,74 \text{ ft} \end{aligned}$$

Tebal tutup bawah

$$\begin{aligned} t_b &= \frac{P_{\text{desain}} \times D}{4(fE - 0,1P_{\text{desain}})\cos(0,5\alpha)} + C \\ t_b &= \frac{2,34 \times 155,13}{4 \times [(20000 \times 1) - (0,1 \times 2,34)] \times \cos 60} \end{aligned}$$

$$t_b = 1/88 \text{ in}$$

$$t_b = 0,18 / 16$$

Diambil tebal conical standar

$$t_b = 7/16 \text{ in}$$

Maka tinggi total bin

$$H_{\text{bin}} = \text{tinggi silinder} + \text{tinggi tutup bawah}$$

$$H_{bin} = 19,39 + 3,74$$

$$H_{bin} = 23,13 \text{ ft}$$

$$= 278 \text{ in}$$

Alat	STORAGE sodium nitrat		
Kode	F-440		
Fungsi	: Menyimpan bahan baku Sodium Klorida		
Kapasitas	2177,87	ft ³	
Dimensi	Diameter shell (D)	=	12,023 ft
	Tinggi shell (Hs)	=	18,03 ft
	Tebal shell (ts)	=	0,4375 in
	Tinggi atap	=	3,74 ft
	Tebal head	=	0,438 in
	Tinggi total	=	23,13 ft
Tekanan Desain	2,34	psig	
Jumlah	1	buah	

4 F-110 Tangki Penyimpanan Asam Nitrat

Fungsi : Untuk menampung Asam Nitrat

Tipe Tangki : Silinder vertikal dengan dasar datar (flat bottom) dan atap (head) berbentuk torispherical flanged and dished head.

Bahan Kontruksi : Carbon Steel SA-203 Grade C

Kondisi Operasi :

© Temperatur Desain = 50 °C

© Temperatur Fluida = 30 °C

© Tekanan = 1 atm

Siang hari, diperkirakan temperatur dinding tangki mencapai 50 oC. Perancangan akan dilakukan pada temperatur tersebut dengan tujuan untuk menjaga temperatur fluida di dalam tangki. Yaitu untuk menghindari adanya transfer panas dari dinding tangki ke fluida. Oleh karena temperature dinding tangki pada siang hari diperkirakan mencapai 50 oC, dan apabila dinding tangki tidak dirancang sesuai kondisi tersebut, maka akan terjadi transfer panas dari dinding tangki ke fluida yang menyebabkan tekanan uap fluida semakin besar. Semakin tinggi tekanan uap, maka perancangan dinding tangki akan semakin tebal. Dimana semakin tebal dinding tangki, maka transfer panas dari dinding ke fluida akan semakin kecil, sehingga dapat diabaikan.

Berikut adalah perhitungan tekanan fluida pada temperatur 30 °C

Dengan cara trial tekanan pada temperatur 30 °C , maka diperoleh hasil sebagai berikut:

a. Menentukan Temperatur dan Tekanan Penyimpanan

Tabel C.1. Konstanta Tekanan Uap Masing-masing komponen

Komponen	A	B	C	D	E
HNO ₃	71,7653	-4,38E+03	-2,28E+01	-4,60E-07	1,19E-05
H ₂ O	29,8605	-3,15E+03	-7,30E+00	2,4247E-09	1,809E-06

Sumber : Yaws, Carl L.

Dengan cara trial tekanan pada temperatur 303 K , maka diperoleh hasil sebagai berikut:

Tabel C.2. Hasil perhitungan tekanan fluida di dalam tangki

Komponen	Kg/Jam	X _i	Log P	P° (mmHg)	P=P°·X _i
HNO ₃	4720,47	0,68	1,90880	81,06	55,1195136
H ₂ O	2221,40	0,32	1,49957	31,59	10,1092826
Total	6941,86189	1			65,2287962

Temperatur Desain = 50 °C

Tekanan fluida = 0,0858274 atm

Sehingga desain tangki dilakukan pada kondisi:

Temperatur Desain = 50 °C

Tekanan desain = 1 atm + 0,086 atm

= 1,086 atm

= 15,96 psi

b. Menghitung densitas campuran

Tabel C.3. Konstanta Densitas Masing-masing Komponen

Komponen	A	B	T _c	n
HNO ₃	0,43471	0,2311	520	0,1917
H ₂ O	0,3471	0,274	647,13	0,2857

$$\rho_{liquid} = 1000(A(B^{-(1-\frac{T}{T_c})})^n$$

Dengan T = 50 °C = 323 K

Tabel C.3. Perhitungan Densitas Campuran

Komponen	Kg/jam	wi	ρ (kg/m ³)	wi*ρ
HNO ₃	4720,47	0,68	1466,84215	997,452664
H ₂ O	2221,40	0,32	1004,43591	321,419492
Total	6941,86189	1	2471,27807	1318,87216

$$\rho_{liquid} = 1318,872 \text{ kg/m}^3$$

c. Menghitung Kapasitas Tangki

$$\begin{aligned} \text{waktu tinggal} &= 7 \text{ hari} \\ \text{Jumlah HNO}_3 &= 6941,862 \text{ kg/jam} \\ &= 1166233 \text{ kg/7hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Liquid} &= \frac{m_{liquid}}{\rho_{liquid}} \\ &= \frac{1166233}{1318,872} \\ &= 884,265236 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Over Design} = 20\% \quad (\text{Peter and Timmerhaus, 1991. hal. 37})$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Tangki} &= 100\% / 80\% \times \text{Volume Liquid} \\ &= 100\% / 80\% \times 884,265235 \\ &= 1105,33154 \text{ m}^3 \\ &= 39034,4519 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

d. Menentukan Rasio Hs/D

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \text{Volume Shell} + \text{Volume tutup} \\ &= \frac{1}{4}\pi D^2 H + 0.000049D^3 + \frac{1}{4}\pi D^2 sf \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas tangki} &= \text{Luas Shell} + \text{Luas tutup} \\ &= \left(\frac{1}{4}\pi D^2 + \pi DH\right) + 0.842D^2 \end{aligned}$$

Keterangan :

$$\begin{aligned} D &= \text{diameter tangki, in} \\ sf &= \text{straight flange, in (dipilih sf = 3 in)} \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich 1984, dimana :

$$\frac{H_s}{D} < 2$$

(Ulrich, 1984)

Rasio H/D yang diambil adalah rasio yang memberikan luas tangki yang paling kecil. Hasil trial rasio H/D terhadap luas tangki dapat dilihat pada Tabel C.4. berikut.

Tabel C.3. Trial Rasio Ukuran Tangki

trial	H/D	D (ft)	H (ft)	A (ft ²)	V silinder, ft ³	V head, ft ³	Vsf, ft ³	V total, ft ³
1	2	28,69473	57,38947	6510,52638	37094,21619	1,157717575	1939,07799	39034,452
2	1,9	29,17246	55,42768	6461,8911	37029,05343	1,216509298	2004,18195	39034,452
3	1,8	29,684	53,4312	6413,81739	36958,08578	1,281632132	2075,08448	39034,452
4	1,7	30,23378	51,39743	6366,57847	36880,43551	1,354171105	2152,66221	39034,452
5	1,6	30,82714	49,32342	6320,52718	36795,03093	1,435474933	2237,98549	39034,452
6	1,5	31,47052	47,20578	6276,12325	36700,54809	1,527241492	2332,37656	39034,452
7	1,4	32,17185	45,04059	6233,97199	36595,32996	1,631638915	2437,49029	39034,452
8	1,3	32,94097	42,82327	6194,88051	36477,27151	1,751480945	2555,4289	39034,452
9	1,2	33,79034	40,54841	6159,94117	36343,65289	1,890487252	2688,90852	39034,452
10	1,1	34,73593	38,20953	6130,65879	36190,89035	2,053681097	2841,50786	39034,452
11	1	35,79875	35,79875	6109,15084	36014,15264	2,248017171	3018,05123	39034,452
12	0,9	37,00703	33,30633	6098,47394	35806,74815	2,483412115	3225,22033	39034,452
13	0,8	38,39993	30,71994	6103,18013	35559,10207	2,774515926	3472,57531	39034,452
14	0,7	40,0337	28,02359	6130,31591	35256,95659	3,143932435	3774,35137	39034,452
15	0,6	41,99299	25,1958	6191,33804	34877,98914	3,628495685	4152,83426	39034,452
16	0,5	44,41293	22,20646	6306,10791	34384,90304	4,292637576	4645,25622	39034,452
17	0,4	47,52712	19,01085	6512,19996	33709,65248	5,260423476	5319,53899	39034,452
18	0,3	51,7888	15,53664	6890,26286	32711,34792	6,806182794	6316,29779	39034,452
19	0,2	58,25198	11,6504	7651,87493	31033,56206	9,68563402	7991,20419	39034,452
20	0,1	70,37056	7,037056	9611,86327	27355,37862	17,07533188	11661,9979	39034,452

6098,47394

Dari tabel diatas terlihat bahwa rasio Hs/D yang memberikan luas tangki yang paling kecil

yaitu 1,1 sampai 0,6

0,1

Sehingga untuk selanjutnya digunakan rasio Hs/D = 0,9 5,130365688

D = 37,00703 ft
= 444,0844 in
= 11,27974 m

D standart = 36 ft (432 in)

H = 33,30633 ft
= 399,6759 in
= 10,15177 m

H standart = 36 ft (432 in)

Cek rasio H/D :

$$\frac{H}{D} = \frac{36}{36}$$

$$= 1 \quad (\quad \text{Memenuhi} \quad)$$

e. Menentukan Jumlah Course

Lebar plat standart yang digunakan :

$$L = 6 \text{ ft} \quad (\text{Appendix E, Item 2. Brownell \& Young})$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Course} &= \frac{36}{6} \\ &= 6 \text{ buah} \end{aligned}$$

f. Menentukan Tinggi Cairan di dalam Tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume shell} &= \frac{1}{4} \pi D^2 H \\ &= \frac{1}{4} \pi (1296) 36 \\ &= 36624,96 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume dh} &= 0,000049 D^3 \\ &= 0,000049 46656,0 \\ &= 2,286144 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume sf} &= \frac{1}{4} \pi D^2 s_f \\ &= \frac{1}{4} \pi (1296) 3 \\ &= 3052,08 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{V tangki baru} &= V_{shell} + V_{dh} + V_{sf} \\ &= 36624,96 + 2,286144 + 3052,08 \\ &= 39679,326 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{V ruang kosong} &= V_{tangki \text{ baru}} - V_{liquid} \\ &= 39679,326 - 31227,5615 \\ &= 8451,765 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{V shell kosong} &= V_{ruang \text{ kosong}} - (V_{dh} - V_{sf}) \\ &= 8451,765 - (2,2861 + 3052,0800) \\ &= 5397,398 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H shell kosong} &= \frac{4 \times V_{shel \text{ kosong}}}{\pi \times D^2} \\ &= \frac{4 \times 5397,398}{3,14 \times 1296} \\ &= 5,305299 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H liquid} &= \text{H shell} - \text{H shell kosong} \\ &= 36 - 5,31 \\ &= 30,69 \text{ ft} \end{aligned}$$

g. Menentukan Tekanan desain

Ketebalan shell akan berbeda dari dasar tangki sampai puncak. Hal ini karena tekanan zat cair akan semakin tinggi dengan bertambahnya jarak titik dari permukaan zat cair tersebut ke dasar tangki. Sehingga tekanan paling besar adalah tekanan paling bawah. Tekanan desain dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned}P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{\rho \cdot (g / gc) \cdot H_{\text{liquid}}}{144} \\&= \frac{82,33 \times 1 \times 30,69}{144} \\&= 17,55024 \text{ psi} \\P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\&= 17,55024 + 14,6959 \\&= 32,24614 \text{ psi}\end{aligned}$$

Tekanan desain 5 -10 % di atas tekanan kerja normal/absolut (Coulson, 1988 hal. 637). Tekanan desain yang dipilih 10 % diatasnya. Tekanan desain pada courses ke-1 (plat paling bawah) adalah:

$$\begin{aligned}P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{abs}} \\&= 35,47075 \text{ psi} \\&= 2,41365 \text{ atm}\end{aligned}$$

Berikut ini adalah tabel perhitungan tekanan desain untuk setiap courses :

Tabel C.5. Tekanan Desain Masing-masing Courses

Course	H (ft)	HL (ft)	Phid (psi)	P absolut (psi)	P desain (psi)
1	36	30,69	17,55024	32,24614	35,47075
2	30	25,42	14,53283	29,22873	32,1516
3	24	20,14	11,51542	26,21132	28,83245
4	18	14,86	8,498009	23,19391	25,5133
5	12	9,59	5,480599	20,1765	22,19415
6	6	4,31	2,463188	17,15909	18,875

h. Menentukan Tebal dan Panjang Shell

o Tebal Shell

Untuk menentukan tebal shell, persamaan yang digunakan adalah :

$$t_s = \frac{P \times d}{2(f \times E) - (0,6 \times P)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, 1959. hal 256})$$

keterangan :

- t_s = Tebal shell, in
- P = Tekanan dalam tangki, psi
- f = Allowable stress, psi
- d = Diameter shell, in
- E = Efisiensi pengelasan
- c = Faktor korosi, in

Dari Tabel Appendix D, item 4 & 13.2 pada 200 oF, Brownell and Young, 1959 diperoleh data :

$$\begin{aligned}
 f &= 18750 \\
 E &= 0,75 \quad (\text{single-welded butt joint without backing strip, no radiographed}) \\
 C &= 0,125 \quad \text{in/10 tahun} \quad (\text{tabel 6, timmerhaus, 1991:542})
 \end{aligned}$$

Menghitung ketebalan shell (ts) pada courses ke-1:

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{35,471 \times 432,00}{2 \times (18750 \times 0,75 - 0,6 \times 35,47)} + 0,125 \\
 &= 0,671 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

Tabel C.6. Ketebalan shell masing-masing courses

Course	H (ft)	Pdesain (psi)	ts (in)	ts standart (in)
1	36	35,47075	0,671	2/3
2	30	32,1516	0,620	5/8
3	24	28,83245	0,568	5/8
4	18	25,5133	0,517	1/2
5	12	22,19415	0,466	1/2
6	6	18,875	0,415	1/2

o panjang shell

Untuk menghitung panjang shell, persamaan yang digunakan adalah :

$$L = \frac{\pi \cdot D_o - (\text{weld length})}{12 \cdot n} \quad (\text{Brownel \& Young, 1959})$$

Keterangan :

L = Panjang shell, in

Do = Diameter luar shell, in

n = Jumlah plat pada keliling shell

weld length = Banyak plat pada keliling shell dikalikan dengan banyak sambungan pengelasan vertikal yang diizinkan.

= n x butt welding

Menghitung panjang shell (L) pada courses ke-1 :

$$D_o = D_i + 2 \ ts$$

$$= 432 + 2 \ 0,7$$

$$= 433,4 \quad \text{in}$$

$$n = 3 \quad \text{buah}$$

$$\text{butt welding} = 1/6 \quad \text{in} \quad (\text{Brownell and Young, 1959, hal. 55})$$

$$\text{weld length} = 0,41 \quad \text{in}$$

$$L = \frac{3,14 \times 433,4 - (0,41 \times 3)}{12}$$

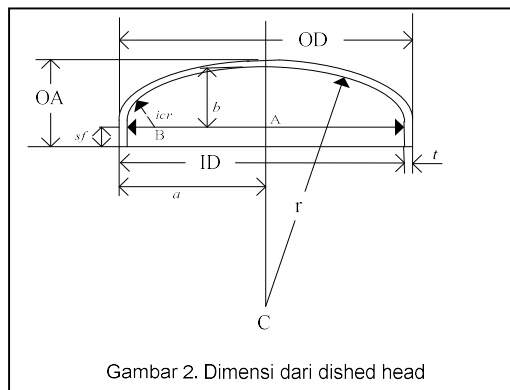
$$= 37,76465 \quad \text{ft}$$

Tabel C.6. Ketebalan shell masing-masing courses

Course	ts (in)	do (in)	L (ft)
1	0,69	433,38	37,765
2	0,63	433,26	37,754
3	0,63	433,26	37,754
4	0,5	433	37,732
5	0,5	433	37,732
6	0,5	433	37,732

i. Desain Head (Desain Atap)

Bentuk atap yang digunakan adalah torispherical flanged and dished head. Jenis head ini untuk mengakomodasi kemungkinan naiknya temperatur di dalam tangki, yang akan mengakibatkan tekanan didalam tangki menjadi naik. Torispherical flanged dan dished head ini, mempunyai rentang allowable pressuse antara 15 psig (1,0207 atm) sampai dengan 200 psig (13,6092 atm) sehingga dapat menyimpan liquid dengan baik (Brownell and Young, 1959).



Gambar 2. Dimensi dari dished head

Dalam menentukan tebal head, persamaan yang digunakan yaitu :

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot w}{2 f E - 0,2 P} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959, hal. 258})$$

Keterangan :

- t_h = Tebal head (in)
- P = Tekanan desain (psi)
- r_c = Radius knuckle, in
- icr = Inside corner radius (in)
- w = stress-intensification factor
- E = Effisiensi pengelasan
- C = Faktor korosi (in)

untuk itu diperlukan nilai stress intensification untuk torispherical dished head dengan menggunakan persamaan :

$$w = \frac{1}{4} x \left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{icr}} \right) \quad (\text{Brownell and Young, 1959. hal.258})$$

$$\frac{icr}{r_c} > 6,00\% , \text{ dimana } r_c = D_i \quad (\text{perry, 1997, tabel 10.65})$$

Diketahui :

$$\begin{aligned} Di=rc &= 433,4 \text{ in} \\ icr &= 6,00\% \times 433,4 \text{ in} \\ &= 26 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka } W &= \frac{1}{4} \times \left(3 + \left(\frac{433,4}{26} \right) \right) \\ &= 0,7509 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{P \times W \times r_c}{2 \times (f \times E - 0,1 \times P_d)} + C \\ &= \frac{2,414 \times 0,75 \times 433,4}{2 \times ((18.750 \times 0,75) - (0,10 \times 2,41))} + 0,125 \\ &= 0,15293 \text{ in (dipakai plat standart 0,2 in)} \end{aligned}$$

Untuk $t_h = 0,2 \text{ in}$. Dari Tabel 5.8 (Brownell and Young, 1959) diperoleh:
 $sf = 1 \frac{1}{2} - 2 \frac{1}{4} \text{ in}$ Direkomendasikan nilai $sf = 2 \frac{1}{4} \text{ in}$)

o menentukan Depth of dish (b)

$$b = r_c - \sqrt{(r_c - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2}$$

$$\begin{aligned} AB &= \frac{ID}{2} - icr \\ &= \frac{432,00}{2} - 26,00 \text{ in} \\ &= 190,00 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 432 - 26,00 \\ &= 406,00 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\ &= 432 - (164833,73 - 36098,9)^{0,5} \\ &= 73,20 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup atas} &= \text{Tutup bawah (OA)} \\ &= t_{ha} + b + sf \\ &= 0,15 + 73,20 + 2,25 \\ &= 75,6066 \text{ in} \\ &= 6,301 \text{ ft} \end{aligned}$$

t. Menentukan Tinggi Total Tangki

Untuk mengetahui tinggi tangki total digunakan persamaan:

$$\begin{aligned} H_{\text{total}} &= H_{\text{shel}} + H_{\text{Head}} \\ &= 36 + 6,300526 \\ &= 42,300526 \text{ ft} \end{aligned}$$

Tabel. C.17. Spesifikasi Tangki

Alat	: Untuk menampung Asam Nitrat		
Kode	F-110		
Fungsi	: Untuk menampung Asam Nitrat		
Bentuk	: Silinder vertikal dengan dasar datar (flat bottom) dan atap (head) berbentuk torispherical flanged and dished head.		
Kapasitas	39679,33 ft ³		
Dimensi	Diameter shell (D)	=	36 ft
	Tinggi shell (Hs)	=	36 ft
	Tebal shell (ts)	=	0,69 in
	Tinggi atap	=	6,30 ft
	Tebal head	=	0,188 in
	Tinggi total	=	42,30 ft
Tekanan Desain	2,41 atm		
Bahan	: Carbon Steel SA-203 Grade C		
Jumlah	4 buah		

5 M-112 Mixer Asam Nitrat

Fungsi : Untuk mengencerkan Asam Nitrat

Tipe Tangki : Silinder vertikal dengan dasar datar (flat bottom) dan atap (head) berbentuk torispherical flanged and dished head.

Bahan Kontruksi : Carbon Steel SA-203 Grade C

Kondisi Operasi :

© Temperatur Desain	=	60	°C
© Temperatur Fluida	=	30	°C
© Tekanan	=	1	atm

a. Menentukan Temperatur dan Tekanan Penyimpanan

Tabel C.1. Konstanta Tekanan Uap Masing-masing komponen

Komponen	A	B	C	D	E
HNO ₃	71,7653	-4,38E+03	-2,28E+01	-4,60E-07	1,19E-05
H ₂ O	29,8605	-3,15E+03	-7,30E+00	2,4247E-09	1,809E-06

Sumber : Yaws, Carl L.

Dengan cara trial tekanan pada temperatur 333 K , maka diperoleh hasil sebagai berikut:

Tabel C.2. Hasil perhitungan tekanan fluida di dalam tangki

Komponen	Kg/Jam	X _i	Log P	P° (mmHg)	P=P°.X _i
HNO ₃	4720,47	0,68	2,50277	318,25	216,411064
H ₂ O	2221,40	0,32	2,17186	148,54	47,5342857
Total	6941,86189	1			263,94535

Temperatur Desain = 60 °C

Tekanan fluida = 0,3472965 atm

Sehingga desain tangki dilakukan pada kondisi:

Temperatur Desain = 60 °C

Tekanan desain = 1 atm + 0,347 atm

= 1,347 atm

= 19,81 psi

b. Menghitung densitas campuran

Tabel C.3. Konstanta Densitas Masing-masing Komponen

Komponen	A	B	T _c	n
HNO ₃	0,43471	0,2311	520	0,1917
H ₂ O	0,3471	0,274	647,13	0,2857

$$\rho_{liquid} = 1000(A(B^{-1\frac{T}{T_c}}))^n$$

Dengan T = 60 °C = 333 K

Tabel C.3. Perhitungan Densitas Campuran

Komponen	Kg/jam	w _i	ρ (kg/m ³)	w _i *ρ
HNO ₃	4720,47	0,6	1449,22179	869,533075
H ₂ O	3146,98	0,4	994,967884	397,987153
Total	7867,44348	1	2444,18968	1267,52023

$$\rho \text{ liquid} = 1267,52 \text{ kg/m}^3$$

c. Menghitung Kapasitas Tangki

$$\begin{aligned} \text{waktu tinggal} &= 1 \text{ jam} \\ \text{Jumlah HNO}_3 &= 7867,443 \text{ kg/jam} \\ &7867,443 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Liquid} &= \frac{m \text{ liquid}}{\rho \text{ liquid}} \\ &= \frac{7867,443}{1267,52} \\ &= 6,20695694 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Over Design} = 20\% \quad (\text{Peter and Timmerhaus, 1991. hal. 37})$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Tangki} &= 100\% / 80\% \times \text{Volume Liquid} \\ &= 100\% / 80\% \times 6,206956941 \\ &= 7,75869618 \text{ m}^3 \\ &= 273,996028 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

d. Menentukan Rasio Hs/D

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \text{Volume Shell} + \text{Volume tutup} \\ &= \frac{1}{4} \pi D^2 H + 0,000049 D^3 + \frac{1}{4} \pi D^2 sf \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas tangki} &= \text{Luas Shell} + \text{Luas tutup} \\ &= \left(\frac{1}{4} \pi D^2 + \pi DH \right) + 0,842 D^2 \end{aligned}$$

Keterangan :

$$\begin{aligned} D &= \text{diameter tangki, in} \\ sf &= \text{straight flange, in (dipilih sf} = 3 \text{ in)} \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich 1984, dimana :

$$\frac{H_s}{D} < 2$$

(Ulrich, 1984)

Rasio H/D yang diambil adalah rasio yang memberikan luas tangki yang paling kecil. Hasil trial rasio H/D terhadap luas tangki dapat dilihat pada Tabel C.4. berikut.

Tabel C.3. Trial Rasio Ukuran Tangki

trial	H/D	D (ft)	H (ft)	A (ft ²)	V silinder, ft ³	V head, ft ³	Vsf, ft ³	V total, ft ³
1	2	5,130366	10,26073	208,117396	212,0042755	0,006616694	61,9851357	273,996
2	1,9	5,204074	9,88774	205,636542	210,2101076	0,006905998	63,7790143	273,996
3	1,8	5,282407	9,508333	203,11194	208,2752981	0,007222569	65,7135072	273,996
4	1,7	5,365909	9,122046	200,543135	206,1809794	0,007570527	67,807478	273,996

5	1,6	5,455222	8,728355	197,930093	203,9045712	0,007954876	70,0835017	273,996
6	1,5	5,551108	8,326662	195,273398	201,4187884	0,008381758	72,5688577	273,996
7	1,4	5,654484	7,916278	192,574532	198,6903034	0,008858803	75,2968657	273,996
8	1,3	5,766464	7,496403	189,836293	195,6779145	0,009395608	78,3087178	273,996
9	1,2	5,888419	7,066103	187,063409	192,3299847	0,010004426	81,6560387	273,996
10	1,1	6,022059	6,624265	184,263475	188,5807835	0,010701168	85,4045432	273,996
11	1	6,169557	6,169557	181,448405	184,3451265	0,011506893	89,6393945	273,996
12	0,9	6,333723	5,700351	178,636753	179,5102894	0,012450112	94,4732883	273,996
13	0,8	6,518277	5,214621	175,857536	173,9233856	0,013570455	100,059072	273,996
14	0,7	6,72828	4,709796	173,156786	167,3708465	0,014924789	106,610257	273,996
15	0,6	6,970854	4,182512	170,609323	159,5433846	0,016597932	114,436045	273,996
16	0,5	7,256445	3,628223	168,341225	149,9724306	0,018722673	124,004875	273,996
17	0,4	7,601233	3,040493	166,576119	137,9055654	0,021520295	136,068942	273,996
18	0,3	8,032165	2,409649	165,740765	122,0362249	0,025391826	151,934411	273,996
19	0,2	8,599048	1,71981	166,742877	99,82763187	0,031156395	174,13724	273,996
20	0,1	9,410234	0,941023	171,880419	65,41403824	0,040831693	208,541158	273,996

165,740765

Dari tabel diatas terlihat bahwa rasio Hs/D yang memberikan luas tangki yang paling kecil yaitu 1,1 - 0,3

Sehingga untuk selanjutnya digunakan rasio Hs/D = 0,3

$$\begin{aligned}
 D &= 8,032165 \text{ ft} \\
 &= 96,38598 \text{ in} \\
 &= 2,448204 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 D \text{ standart} &= 12 \text{ ft (144 in)} \\
 H &= 2,409649 \text{ ft} \\
 &= 28,91579 \text{ in} \\
 &= 0,734461 \text{ m} \\
 H \text{ standart} &= 6 \text{ ft (72 in)}
 \end{aligned}$$

Cek rasio H/D :

$$\begin{aligned}
 \frac{H}{D} &= \frac{6}{12} \\
 &= 0,5 \text{ (Memenuhi)}
 \end{aligned}$$

e. Menentukan Jumlah Course

Lebar plat standart yang digunakan :

$$L = 6 \text{ ft} \quad (\text{Appendix E, Item 2. Brownell \& Young})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah Course} &= \frac{6}{6} \\
 &= 1 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

f. Menentukan Tinggi Cairan di dalam Tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Volume shell} &= \frac{1}{4} \pi D^2 H \\
 &= \frac{1}{4} \pi (144) 6
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 678,24 \text{ ft}^3 \\
\text{Volume dh} &= 0,000049 \text{ D}^3 \\
&= 0,000049 \cdot 1728,0 \\
&= 0,084672 \text{ ft}^3 \\
\text{Volume sf} &= \frac{1}{4} \pi D^2 s_f \\
&= \frac{1}{4} \pi (144) \cdot 3 \\
&= 339,12 \text{ ft}^3 \\
\text{V tangki baru} &= V_{shell} + V_{dh} + V_{sf} \\
&= 678,24 + 0,084672 + 339,12 \\
&= 1017,445 \text{ ft}^3 \\
\text{V ruang kosong} &= V_{tangki \text{ baru}} - V_{liquid} \\
&= 1017,445 - 219,196822 \\
&= 798,248 \text{ ft}^3 \\
\text{V shell kosong} &= V_{ruang \text{ kosong}} - (V_{dh} - V_{sf}) \\
&= 798,248 - (0,0847 + 339,1200) \\
&= 459,043 \text{ ft}^3 \\
\text{H shell kosong} &= \frac{4 \times V_{shell \text{ kosong}}}{\pi \times D^2} \\
&= \frac{4 \times 459,043}{3,14 \times 144} \\
&= 4,060892 \text{ ft} \\
\text{H liquid} &= \text{H shell} - \text{H shell kosong} \\
&= 6 - 4,06 \\
&= 1,94 \text{ ft}
\end{aligned}$$

g. Menentukan Tekanan desain

Ketebalan shell akan berbeda dari dasar tangki sampai puncak. Hal ini karena tekanan zat cair akan semakin tinggi dengan bertambahnya jarak titik dari permukaan zat cair tersebut ke dasar tangki. Sehingga tekanan paling besar adalah tekanan paling bawah. Tekanan desain dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned}
P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{\rho \cdot (g / gc) \cdot H_{\text{liquid}}}{144} \\
&= \frac{79,13 \times 1 \times 1,939}{144} \\
&= 1,06555 \text{ psi} \\
P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\
&= 1,06555 + 14,6959 \\
&= 15,76145 \text{ psi}
\end{aligned}$$

Tekanan desain 5 -10 % di atas tekanan kerja normal/absolut (Coulson, 1988 hal. 637). Tekanan desain yang dipilih 10 % diatasnya. Tekanan desain pada courses ke-1 (plat paling bawah) adalah:

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{abs}} \\ &= 17,3376 \text{ psi} \\ &= 1,179757 \text{ atm} \end{aligned}$$

Berikut ini adalah tabel perhitungan tekanan desain untuk setiap courses :

Tabel C.5. Tekanan Desain Masing-masing Courses

Course	H (ft)	HL (ft)	Phid (psi)	P absolut (psi)	P desain (psi)
1	6	1,94	1,06555	15,76145	17,3376

h. Menentukan Tebal dan Panjang Shell

o Tebal Shell

Untuk menentukan tebal shell, persamaan yang digunakan adalah :

$$t_s = \frac{P \times d}{2(f \times E) - (0,6 \times P)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, 1959. hal 256})$$

keterangan :

- ts = Tebal shell, in
- P = Tekanan dalam tangki, psi
- f = Allowable stress, psi
- d = Diameter shell, in
- E = Efisiensi pengelasan
- c = Faktor korosi, in

Dari Tabel Appendix D, item 4 & 13.2 pada 200 oF, Brownell and Young, 1959 diperoleh data :

- f = 18750
- E = 0,75 (single-welded butt joint without backing strip, no radiographed)
- C = 0,125 in/10 tahun (tabel 6, timmerhaus, 1991:542)

Menghitung ketebalan shell (ts) pada courses ke-1:

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{17,338 \times 144,00}{2 \times (18750 \times 0,75 - 0,6 \times 17,34)} + 0,125 \\ &= 0,214 \text{ in} \end{aligned}$$

Tabel C.6. Ketebalan shell masing-masing courses

Course	H (ft)	Pdesain (psi)	ts (in)	ts standart (in)
1	6	17,3376	0,214	0,5

o panjang shell

Untuk menghitung panjang shell, persamaan yang digunakan adalah :

L

$$= \frac{\pi \cdot D_o - (\text{weld length})}{12 \cdot n} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

Keterangan :

L = Panjang shell, in

Do = Diameter luar shell, in

n = Jumlah plat pada keliling shell

weld length = Banyak plat pada keliling shell dikalikan dengan banyak sambungan pengelasan vertikal yang diizinkan.

= n x butt welding

Menghitung panjang shell (L) pada courses ke-1 :

Do = Di + 2 ts

= 144 + 2 0,5

= 145 in

n = 1 buah

butt welding = 1/6 in (Brownell and Young, 1959, hal. 55)

weld length = 0,14 in

L = $\frac{3,14 \times 145 - (0,14)}{12 \times 2}$

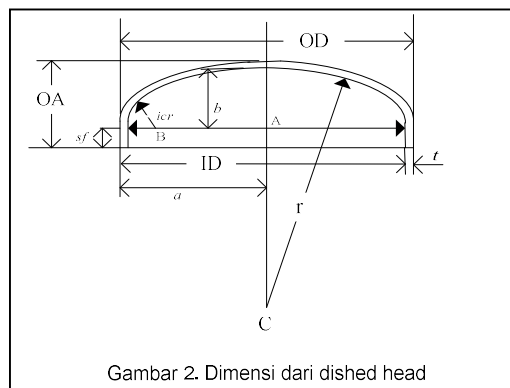
= 18,95291 ft

Tabel C.6. Ketebalan shell masing-masing courses

Course	ts (in)	do (in)	L (ft)
1	0,5	145	18,953

i. Desain Head (Desain Atap)

Bentuk atap yang digunakan adalah torispherical flanged and dished head. Jenis head ini untuk mengakomodasi kemungkinan naiknya temperatur di dalam tangki, yang akan mengakibatkan tekanan didalam tangki menjadi naik. Torispherical flanged dan dished head ini, mempunyai rentang allowable pressuse antara 15 psig (1,0207 atm) sampai dengan 200 psig (13,6092 atm) sehingga dapat menyimpan liquid dengan baik (Brownell and Young, 1959).



Dalam menentukan tebal head, persamaan yang digunakan yaitu :

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot w}{2 f E - 0.2 P} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959, hal. 258})$$

Keterangan :

th	=	Tebal head (in)
P	=	Tekanan desain (psi)
rc	=	Radius knuckle, in
icr	=	Inside corner radius (in)
w	=	stress-intensitication factor
E	=	Effisiensi pengelasan
C	=	Faktor korosi (in)

untuk itu diperlukan nilai stress intensification untuk torispherical dished head dengan menggunakan persamaan :

$$w = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{icr}} \right) \quad (\text{Brownell and Young, 1959. hal.258})$$

$$\frac{icr}{rc} > 6,00\% , \text{ dimana } rc=Di \quad (\text{perry, 1997, tabel 10.65})$$

Diketahui :

$$\begin{aligned} Di=rc &= 145 \text{ in} \\ icr &= 6,00\% \times 145 \text{ in} \\ &= 8,7 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka } w &= \frac{1}{4} \times \left(3 + \left(\frac{145}{8,7} \right) \right) \\ &= 0,7509 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{P \times w \times r_c}{2 \times (f \times E - 0,1 \times P_d)} + C \\ &= \frac{1,18 \times 0,75 \times 145,0}{2 \times ((18.750 \times 0,75) - (0,10 \times 1,18))} + 0,125 \\ &= 0,12957 \text{ in (dipakai plat standart } 0,2 \text{ in)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Untuk } th &= 0,2 \text{ in. Dari Tabel 5.8 (Brownell and Young, 1959) diperoleh:} \\ sf &= 1 \frac{1}{2} - 2 \frac{1}{4} \text{ in Direkomendasikan nilai } sf = 2 \frac{1}{4} \text{ in} \end{aligned}$$

o menentukan Depth of dish (b)

$$b = r_c - \sqrt{(r_c - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2}$$

$$\begin{aligned} AB &= \frac{ID}{2} - icr \\ &= \frac{144,00}{2} - 8,70 \text{ in} \\ &= 63,30 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= r - icr \\
 &= 144 - 8,70 \\
 &= 135,30 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\
 &= 144 - (18306,09 - 4006,9)^{0,5} \\
 &= 24,42 \text{ in}
 \end{aligned}$$

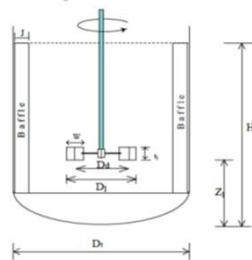
$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tutup atas} &= \text{Tutup bawah (OA)} \\
 &= t_{ha} + b + sf \\
 &= 2,00 + 24,42 + 2,25 \\
 &= 28,6707 \text{ in} \\
 &= 2,389 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

t. Menentukan Tinggi Total Tangki

Untuk mengetahui tinggi tangki total digunakan persamaan:

$$\begin{aligned}
 H \text{ total} &= H \text{ shel} + H \text{ Head} \\
 &= 6 + 2,389219 \\
 &= 8,389219 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

v. Mengitung Dimensi Pengaduk



o Menentukan viskositas campuran

Tabel C.1. Konstanta viskositas liquid Masing-masing komponen

Komponen	A	B	C	D
HNO ₃	-3,5221	7,29E+02	3,96E-03	-2,24E-06
H ₂ O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05

Sumber : Yaws, Carl L.

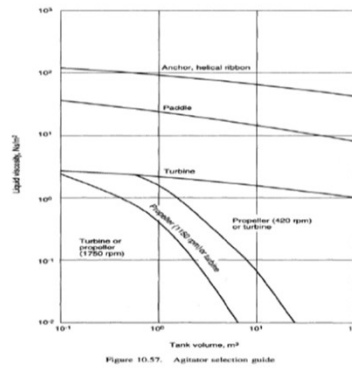
Dengan cara trial tekanan pada temperatur 333 K , maka diperoleh hasil sebagai berikut:

Tabel C.2. Hasil perhitungan viskositas fluida di dalam tangki

Komponen	Kg/Jam	Xi	Log n	n0 (cP)	Xi*u
HNO ₃	4720,47	0,68	-0,25972	0,55	0,37393236
H ₂ O	2221,40	0,32	-0,32947	0,47	0,14985937
Total	6941,86189	1			0,52379173

$$u \text{ liquid} = 0,523792$$

dari fig. 10.57 coulson, untuk volume 7,758696 m³ dan viskositas 0,523792 cp, digunakan impeler tipe turbin



- Menentukan jenis pengaduk
Pengaduk yang digunakan jenis six flat blade open turbine. Hal ini disebabkan (Rase, 1977):
 - o Cocok untuk mempercepat terjadinya perpindahan massa dalam bentuk larutan pada sistem yang saling larut, karena pola aliran yang dihasilkan adalah radial sehingga kehomogenan larutan dapat lebih tercapai.
 - o Cocok untuk viskositas campuran sampai dengan 5.104 cp.
 - o Cocok untuk volume fluida sampai dengan 20.000 gallon = 2.673,439 ft³.

- menentukan Diameter pengaduk

$$D_{\text{vessel}} = 12 \text{ ft}$$

$$\frac{D_{\text{vessel}}}{D_i} = 3$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter pengaduk} &= 4 \text{ ft} \\ &= 1,219 \text{ m} \end{aligned}$$

- Menentukan Tebal (ti) dan Lebar (W) Pengaduk

$$\begin{aligned} \text{tebal pengaduk} &= 0,2 D_i \\ \text{tebal pengaduk} &= 0,8 \text{ ft} \\ &= 0,244 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{diameter pengaduk} &= 8 \\ \text{lebar pengaduk} &= 8 \\ \text{lebar pengaduk} &= 0,5 \text{ ft} \\ &= 0,152 \text{ m} \end{aligned}$$

- Menentukan Lebar Baffle, J

$$\text{Jumlah Baffle: } 4$$

$$\text{lebar baffle} = \frac{D_{\text{vessel}}}{12}$$

$$\begin{aligned} \text{lebar baffle} &= 1 \text{ ft} \\ &= 0,305 \text{ m} \end{aligned}$$

- Menentukan Offset Top dan Offset Bottom
bedasarkan Wallas (1990:288)

$$\begin{aligned}
 \text{offset top} &= \frac{j}{6} \\
 &= 0,167 \text{ ft} \\
 &= 0,051 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{offset bottom} &= \frac{D_i}{2} \\
 &= 2 \text{ ft} \\
 &= 0,61 \text{ m}
 \end{aligned}$$

a. Menentukan Jarak pengaduk Dari Dasar Tangki (Zi)

$$\begin{aligned}
 \text{diameter pengaduk} &= 1,3 \\
 \text{jarak dari dasr tangki} &= 3,077 \text{ ft} \\
 \text{jarak dari dassr tangki} &= 0,938 \text{ m}
 \end{aligned}$$

b. Menentukan Jumlah Pengaduk

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah pengaduk} &= \frac{\text{Tinggi liquid} \times s_g}{\text{Diameter tangki}} \quad (\text{Joshi hal 389}) \\
 &= \frac{1,94 \times 1,50}{12,00} \\
 &= 1 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

c. Menentukan Power Pengaduk

Power Pengaduk (Pers 3.4-2, Geankoplis 3rd edition)

$$P = \frac{N_p}{g_c} \times \rho \times N^3 \times D^5$$

keterangan :

P = Power (lb.ft/s)

Np = Faktor mixer (turbin)

= 1,3 (Gambar 3.4-4, Geankoplis 3rd edition)

g = Konstanta gravitasi (lb/ft²)

ρ = Densitas (lb/cuft)

N = Kecepatan putaran impeler (rps)

Da = Diameter impeler (ft)

Jadi,

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{1,3 \times 79,13 \times 1,67^3 \times 4,00^5}{32,174 \times 550,000} \\
 &= 26,66 \text{ lb.ft/s} \\
 &= 0,048 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Untuk 1 pengaduk

$$P = 0,05 \text{ hp}$$

Perhitungan losses pengaduk

$$\text{Minimum losses} = 0,5 \text{ hp}$$

$$\text{Gland losses (Kebocoran tenaga akibat poros dan bearing)} = 10\% \text{ (Joshi hal 399)}$$

$$\text{Gland losses } 10\% = 10\% \times 0,048$$

$$= 0,0048 \text{ hp}$$

Power input dengan Gland losses

$$= 0,05 + 0,0048$$

$$= 0,05 \text{ hp}$$

Transmission sistem losses

$$= 20\% \text{ (Joshi hal 399)}$$

$$= 20\% \times 0,05$$

$$= 0,011$$

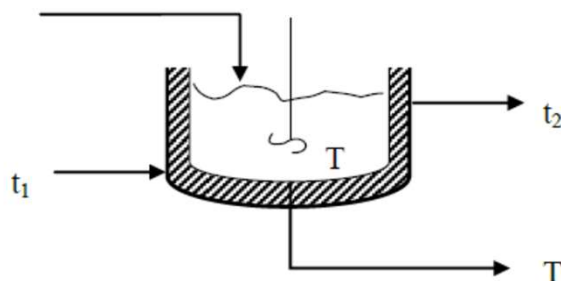
Power input dengan transmission sistem losses

$$\text{Total Power} = 0,05 + 0,01$$

$$= 0,06 \text{ hp}$$

$$= 0,12 \text{ hp}$$

III. Jaket Pemanas



a. Kebutuhan pemanas

$$\text{Massa Pemanas} = 315,057 \text{ kg/Jam}$$

$$= 27409,96 \text{ lb/Jam}$$

Tabel C.3. Konstanta Densitas Masing-masing Komponen

Komponen	A	B	T_c	n
H ₂ O	0,3471	0,274	647,13	0,2857

$$\rho_{\text{liquid}} = 1000 \left(A \left(B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c} \right)} \right) \right)^n$$

$$\text{Dengan } T = 121 \text{ } ^\circ\text{C} = 394 \text{ K}$$

Tabel C.3. Perhitungan Densitas Campuran

Komponen	Kg/jam	wi	ρ (kg/m ³)	wi/ ρ
H ₂ O	315,06	1	934,222284	934,222284
Total	315,057	1	934,222284	934,222284

$$\rho_{\text{liquid}} = 934,2223 \text{ kg/m}^3$$

Tabel C.1. Konstanta viskositas liquid Masing-masing komponen

Komponen	A	B	C	D
H ₂ O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05

Sumber : Yaws, Carl L.

Dengan cara trial tekanan pada temperatur 394 K , maka diperoleh hasil sebagai berikut:

Tabel C.2. Hasil perhitungan viskositas fluida di dalam tangki

Komponen	Kg/Jam	Xi	Log n	n0 (cP)
H ₂ O	315,06	1	-0,64147	0,23
Total	315,057	1		

$$\mu_{\text{liquid}} = 0,23 \text{ cP}$$

Tabel C.1. Konstanta Heat Capacity Gas Masing-masing komponen

Komponen	A	B	C	D	E
H ₂ O	33,9330	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12

Sumber : Yaws, Carl L.

Tabel C.2. Hasil perhitungan viskositas fluida di dalam tangki

Komponen	Kg/Jam	Xi	cp
H ₂ O	315,06	1	34,25733
Total	315,057	1	34,25733

$$C_p = 34,25733 \text{ kJ/kg.K}$$

Tabel C.1. Konstanta viskositas liquid Masing-masing komponen

Komponen	A	B	C
H ₂ O	0,0005	4,71E-05	4,96E-08

Sumber : Yaws, Carl L.

Dengan cara trial tekanan pada temperatur 394 K , maka diperoleh hasil sebagai berikut:

Tabel C.2. Hasil perhitungan viskositas fluida di dalam tangki

Komponen	Kg/Jam	Xi	K
H ₂ O	315,06	1	0,02678
Total	315,057	1	0,02678

$$k = 0,02678 \text{ W/m.K}$$

b. Luas Perpindahan Panas yang Dibutuhkan

Dari Tabel.8. Kern didapatkan Overall heat transfer UD dengan hot fluid adalah aqueous solutions less than 2 cp dan cold fluid adalah amonia dengan UD: 250-500 Btu/j.ft².F.

Dipilih :

$$UD = 300 \text{ Btu/ft.oF.Jam}$$

Diketahui :

$$Q = 802688,7 \text{ kJ/jam}$$

$$= 760802 \text{ btu/jam}$$

$$\Delta T_{lmtd} = 86 \text{ oF}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{lmtd}}$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{760802,005}{300 \times 86} \\ &= 29,48845 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

f. Luas Perpindahan Panas yang Tersedia

A = luas selimut reaktor + luas penampang bawah reaktor

$$A = \pi \cdot D_o \cdot H_L + \left(\frac{\pi}{4} D_o^2 \right)$$

Diketahui:

$$\begin{aligned} D_o &= 12,08 \text{ ft} \\ &= 3,683 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_L &= 1,94 \text{ ft} \\ &= 0,591 \text{ m} \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} A &= (3,14 \times 12,08 \times 1,939) + (0,785 \times 146) \\ &= 188,2 \text{ ft}^2 \\ &= 57,36 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

A kebutuhan < A tersedia

$$29,48844981 < 188,1872477$$

Sehingga jaket pemanas bisa digunakan

o Menghitung Volume Jaket

$$\begin{aligned} \text{Volume jaket} &= \frac{\text{Massa air pemanas}}{\text{densitas air}} \\ &= \frac{315,057}{934,2222838} \\ &= 0,337239868 \text{ m}^3 \\ &= 11,90952478 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

o Menghitung Diameter

$$\begin{aligned} \text{Volume jaket} &= V_{shell} + V_{dh} + V_{sf} \\ &= \frac{1}{4} \pi D^2 H + \frac{1}{4} \pi D^2 S_f + 0,000049 D^3 \\ &= \frac{1}{4} \pi (D^2) 1,94 + \frac{1}{4} \pi (D^2) 2,25 + 0,000049 D^3 \\ 11,90952478 &= 1,5222 D^2 + 1,76625 D^2 + 0,000049 D^3 \\ 11,90952478 &= 3,28845 D^2 + 0,000049 D^3 \\ D &= 0,78882 \text{ ft} \end{aligned}$$

o Menghitung Tebal dan lebar jaket

$$\begin{aligned}\text{Lebar Jacket} &= 0,5 \times \text{Diameter Jacket} \\ &= 0,39441022 \text{ ft} \\ &= 0,12021623 \text{ m}\end{aligned}$$

o Menghitung Tebal dan lebar jaket

o Tebal Shell

Untuk menentukan tebal shell, persamaan yang digunakan adalah :

$$t_s = \frac{P \times d}{2(f \times E) - (0,6 \times P)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, 1959. hal 256})$$

keterangan :

ts = Tebal shell, in
P = Tekanan dalam tangki, psi
f = Allowable stress, psi
d = Diameter shell, in
E = Efisiensi pengelasan
c = Faktor korosi, in

Dari Tabel Appendix D, item 4 & 13.2 pada 200 oF, Brownell and Young, 1959 diperoleh data :

f = 18750
E = 0,75 (single-welded butt joint without backing strip, no radiographed)
C = 0,125 in/10 tahun (tabel 6, timmerhaus, 1991:542)

$$\begin{aligned}P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{\rho \cdot (g / gc) \cdot H_{\text{liquid}}}{144} \\ &= \frac{934,2 \times 1,94}{144} \\ &= 12,58027 \text{ psi}\end{aligned}$$

Menghitung ketebalan shell (ts):

$$\begin{aligned}t_s &= \frac{12,580 \times 0,39}{2 \times (18750 \times 0,75 - 0,6 \times 12,58)} + 0,125 \\ &= 0,125 \text{ ft} \\ &= 1,502 \text{ in}\end{aligned}$$

Tabel. C.17. Spesifikasi Tangki

Alat	: Untuk mengencerkan Asam Nitrat		
Kode	M-112		
Fungsi	: Untuk mengencerkan Asam Nitrat		
Bentuk	: Silinder vertikal dengan dasar datar (flat bottom) dan atap (head) berbentuk torispherical flanged and dished head.		
Kapasitas	1017,44 ft ³		
Dimensi	Diameter shell (D)	=	12 ft
	Tinggi shell (Hs)	=	6 ft
	Tebal shell (ts)	=	0,5 in
	Tinggi atap	=	2,39 ft
	Tebal head	=	0,188 in
	Tinggi total	=	8,39 ft
Dimensi Jaket	Tinggi jaket	=	1,94 ft
	Tebal jaket	=	1,50 in
	Lebar jaket	=	0,39 ft
Pengaduk	Diameter Pengaduk	=	4,00 ft
	Tebal Pengaduk	=	0,80 ft
	Lebar Pengaduk	=	0,50 in
	Lebar Baffle	=	1,00 ft
	Jarak Pengaduk Dari Dasar	=	3,077 ft
	Jumlah Pengaduk	=	1,00 buah
	Total Power	=	0,12 hp
Tekanan Desain	1,18 atm		
Bahan	: Carbon Steel SA-203 Grade C		
Jumlah	1 buah		

6 L-113 POMPA (Dari Tangki Penampung Menuju Ke Mixer)

Fungsi : Memompa fluida asam nitrat Dari Tangki Penampung menuju mixer
 Tipe : Centrifugal pump
 Dasar pemulihan : Pompa jenis ini dapat digunakan untuk larutan dengan viskositas tinggi

Direncanakan akan dibuat Instalasi Plumbing dan Penentuan Spesifikasi Pompa, dari sumber air ke Unit Produksi Jenis Pipa Galvanized Iron (GI)

A. Data yang diperlukan untuk penentuan Spesifikasi Pompa sebagai berikut :

1. Kapasitas Aliran Air/ Debit Air
2. Jenis Zat Cair
3. Head Total Pompa
4. Kondisi Isap
5. Kondisi Keluar
6. Jumlah Pompa
7. Kondisi Kerja
8. Penggerak Pompa
9. Gambar Instalasi Pompa dan Plumbing

B. Perhitungan masing-masing parameter di atas sebagai berikut :

1. Kapasitas Aliran Air/ Debit Air
 - a. Q aliran air dalam satuan m³/jam

Tabel C.3. Konstanta Densitas Masing-masing Komponen

Komponen	A	B	T _c	n	pangkat
HNO ₃	0,43471	0,2311	520	0,1917	0,84574899
H ₂ O	0,3471	0,274	647,13	0,2857	0,83491324

$$\rho_{liquid} = 1000(A(B^{-1-\frac{T}{T_c}}))^n$$

Dengan T = 30 °C = 303 K

Tabel C.3. Perhitungan Densitas Campuran

Komponen	Kg/jam	wi	ρ (kg/m ³)	wi*ρ
HNO ₃	4720,47	0,68	1500,60085	1020,40858
H ₂ O	2221,40	0,32	1023,01997	327,366391
Total	6941,86189	1	2523,62082	1347,77497

Densitas larutan = 1347,775 kg/m³
 : 84,1388 lb/ft³

Rate Volumetrik = 181,892 ft³/jam
 = 5,150609 m³/jam
 = 0,0858435 m³/menit
 = 1,4307247 lt/dt

- o Menentukan viskositas campuran

Tabel C.1. Konstanta viskositas liquid Masing-masing komponen

Komponen	A	B	C	D
HNO3	-3,5221	7,29E+02	3,96E-03	-2,24E-06
H2O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05

Sumber : Yaws, Carl L.

Dengan cara trial tekanan pada temperatur 303 K , maka diperoleh hasil sebagai berikut:

Tabel C.2. Hasil perhitungan viskositas fluida di dalam tangki

Komponen	Kg/Jam	Xi	Log n	n0 (cP)	Xi*u
HNO3	4720,47	0,68	-0,11904	0,76	0,51697213
H2O	2221,40	0,32	-0,08741	0,82	0,26166286
Total	6941,86189	1			0,77863499

$$\begin{aligned}
 \text{Viskositas Larutan} &= 0,78 \text{ cp} \\
 &= 0,0007786 \text{ kg/m.s} \\
 &= 0,00052 \text{ lb/ft.s}
 \end{aligned}$$

Asumsi : Aliran Turbulen ($N_{re} > 2100$)

$$D_i = 3.9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \quad (\text{Peter \& Timmerhaus Edisi IV halaman 496})$$

Dimana :

$$\begin{aligned}
 Q_f &= 181,892 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 \rho \text{ larutan} &= 84,139 \text{ lb/cuft} \\
 D_{i \text{ optimum}} &= 72,149 \text{ in} \\
 &= 183,259 \text{ cm} \\
 \text{Diameter Nominal} &= 8 \text{ in Sch 80} \\
 ID &= 7,625 \text{ in} = 0,1937 \text{ m} \\
 &= 0,6354 \text{ ft} \quad (\text{Appendik A.5.1 Geankoplis}) \\
 A &= 0,3169 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Check Jenis Aliran :

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan alir, } v &= \frac{181,892}{0,3169} \\
 &= 573,8998 \text{ ft/s} \\
 N_{re} &= \frac{\rho \times D \times v}{\mu} \\
 &= 58.619.216
 \end{aligned}$$

Karena $N_{re} > 2100$ maka asumsi aliran turbulen sudah benar

Ukuran pipa keluar pompa dipilih = 8 in Sch 80

3. Head Total Pompa

Head Total Pompa ditentukan dari kondisi Instalasi Plumbing yang akan dilayani oleh Pompa

Head Total dapat diperoleh dengan rumus sebagai berikut :

$$H = h_{\text{stat}} + D_{hp} + h_l + V_d^2/2g$$

Dengan masing-masing parameter diasumsikan sebagai berikut :

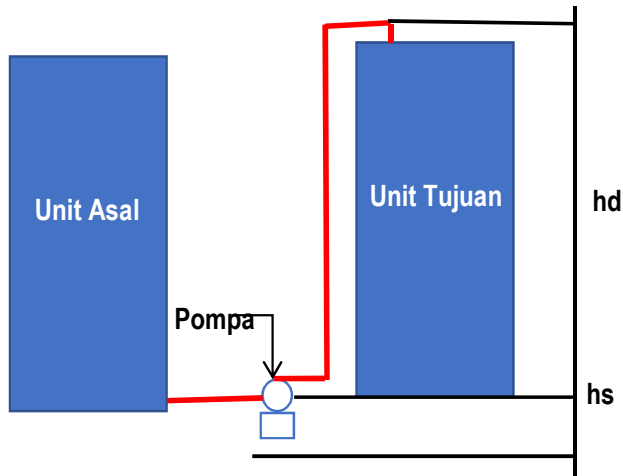
h_{stat} = Head Statis Total, perbedaan tinggi muka air antara pipa isap dengan tinggi muka air pipa keluar (muka air bak penampung)

D_{hp} = Perbedaan tekanan pada permukaan air pada pipa isap dengan pipa keluar ditetapkan $h_p = 1,23 \text{ atm} = 125 \text{ kPa}$

h_1 = kerugian head di pipa, belokan, sambungan, dll

$V_d^2/2g$ = head kecepatan keluar (m), dengan $g = 9,8 \text{ m/dt}^2$

a. Menentukan H_{stat} (m)



$$h_{st} = h_s + h_d$$

Dimana :

$$h_s = 0 \text{ m}$$

$$h_d = 12,90 \text{ m}$$

Maka

$$h_{stat} = 12,9 \text{ m}$$

b. Head Kerugian (h_1) ditentukan sebagai berikut :

Menentukan h_f pada Pipa Isap yang masuk ke dalam Pompa

$$\text{Æ pipa} = 8 \text{ inchi} = 0,203 \text{ m}$$

$$\text{Panjang Pipa (L) isap} = 4 \text{ m}$$

$$C \text{ untuk Pipa GI} = 120$$

$$Q = 0,086 \text{ m}^3/\text{dt}$$

$$v = \frac{Q}{\frac{1}{4} \times \pi \times D^2}$$

$$v = \frac{0,08584}{\dots} = 0,00617 \text{ m/dt}$$

$$v = 13,9125$$

Kerugian Head (h_f) dapat ditentukan dengan persamaan Hazen-Williams sebagai berikut :

$$h_f = \frac{10.666Q^{1.85}}{C^{1.85}D^{4.85}} \times L = \frac{0,45}{3,089692564}$$

$$= \boxed{0,1471 \text{ m}}$$

Kerugian h_v pada katup isap dan saringan (pada pipa isap menuju pompa)

$$\text{Æ pipa} = 8 \text{ inchi} = 0,203 \text{ m}$$

$$h_v = f_v \frac{v^2}{2g}$$

Dengan :

$$f_v = \text{Koefisien kerugian katup (katup isap dan saringan} = 1,91$$

(sesuai tabel 2.20, hal 39, Sularso, Tahara)

$$g = \text{Gravitasi} = 9,8 \text{ m/dt}^2$$

$$v = \text{Kecepatan rata-rata di penampang masuk pipa} = \boxed{0,00617025 \text{ m/dt}}$$

$$h_v = f_v \frac{v^2}{2g} = \frac{7,3E-05}{19,6}$$

$$= 3,71E-06 \text{ m}$$

Kerugian h_v pada ujung pipa keluar dan saringan (pada pipa keluar menuju bak penampung)

$$\text{Æ pipa} = 8 \text{ inchi} = 0,203 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah Outlet} = \boxed{1 \text{ outlet}}$$

$$h_v = f_v \frac{v^2}{2g}$$

Dengan :

$$f_v = \text{Koefisien kerugian katup (katup isap dan saringan} = 1$$

(sesuai tabel 2.20, hal 39, Sularso, Tahara)

$$g = \text{Gravitasi} = 9,8 \text{ m/dt}^2$$

$$v = \text{Kecepatan rata-rata di penampang masuk pipa} = \boxed{0,00617 \text{ m/dt}}$$

$$h_v = f_v \frac{v^2}{2g} = \frac{4E-05}{19,6}$$

$$= 1,94E-06 \text{ m}$$

Kerugian pada belokan (elbow)

$$\text{a) Belokan sudut (q) } 90^\circ, \text{ diasumsikan berjumlah 2 buah untuk } \text{Æ pipa} = 8 \text{ inchi}$$

$$= 0,203 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah} = 3 \text{ buah}$$

$$q = 90 \text{ derajat}$$

$$\text{Æ pipa} = 8 \text{ inchi} = 0,203 \text{ m}$$

$$K = \left[\frac{1.49 + 0.000447}{D^{3.5}} \right] (\theta)^{0.5}$$

$$f = \left[0,131 + 1,84 \sqrt{\frac{1}{2R}} \right] \left(\frac{1}{90} \right)$$

$$f = (0,1 + 1,8 + 0,08839) \times 1$$

$$= 2,06639$$

$$h_v = f_v \frac{v^2}{2g} = \frac{8E-05}{19,6}$$

$$= 4,01E-06 \text{ m}$$

$$\text{Total } h_v = 1,20E-05 \text{ m}$$

Dengan demikian Head Total Pompa (H) dapat ditentukan sebagai berikut :

$$H = h_{\text{stat}} + D_{\text{hp}} + h_l + V_d^2/2g$$

$$= 12,9 + 1,234 + 1,20E-05 + 2E-04$$

$$= 12,90 \text{ m}$$

$$H \text{ untuk overhead } 15\% = 14,84 \gg \boxed{14,00 \text{ meter}}$$

4. Penentuan NPSH (Net Positive Suction Head/ Head Isap Positif)

$$h_{sv} = \frac{P_a}{\gamma} - \frac{P_v}{\gamma} - h_s - h_{ls}$$

Dimana :

h_{sv} = NPSH yang tersedia (m)

P_a = Tekanan Atmosfir (kgf/m^2) = $1,033 \text{ kgf/cm}^2 = 10332 \text{ kgf/m}^2$

P_v = Tekanan Uap Jenuh (kgf/m^2) = $0,089 \text{ kgf/cm}^2 = 886,8 \text{ kgf/m}^2$

g = Berat Zat Cair per satuan volume (kgf/m^3) = $1347,77 \text{ kgf/m}^3$

h_s = Head Isap Statis (m) = 0 m (pompa berada diatas permukaan air)

h_{ls} = Kerugian Head di dalam pipa isap (m)

= pipa masuk + katup masuk + elbow

= $0,023 + (2 \times 0,653) + 0,601$

= $1,9304 \text{ meter}$

a. Menentukan Temperatur dan Tekanan Penyimpanan

Tabel C.1. Konstanta Tekanan Uap Masing-masing komponen

Komponen	A	B	C	D	E
HNO ₃	71,7653	-4,38E+03	-2,28E+01	-4,60E-07	1,19E-05
H ₂ O	29,8605	-3,15E+03	-7,30E+00	2,4247E-09	1,809E-06

Sumber : Yaws, Carl L.

Dengan cara trial tekanan pada temperatur 303 K , maka diperoleh hasil sebagai berikut:

Tabel C.2. Hasil perhitungan tekanan Uap Masing-masing Komponen

Komponen	Kg/Jam	X_i	Log P	P° (mmHg)	$P = P^\circ \cdot X_i$
HNO ₃	4720,47	0,68	1,90880	81,06	55,1195136
H ₂ O	2221,40	0,32	1,49957	31,59	10,1092826
Total	6941,86189	1			65,2287962

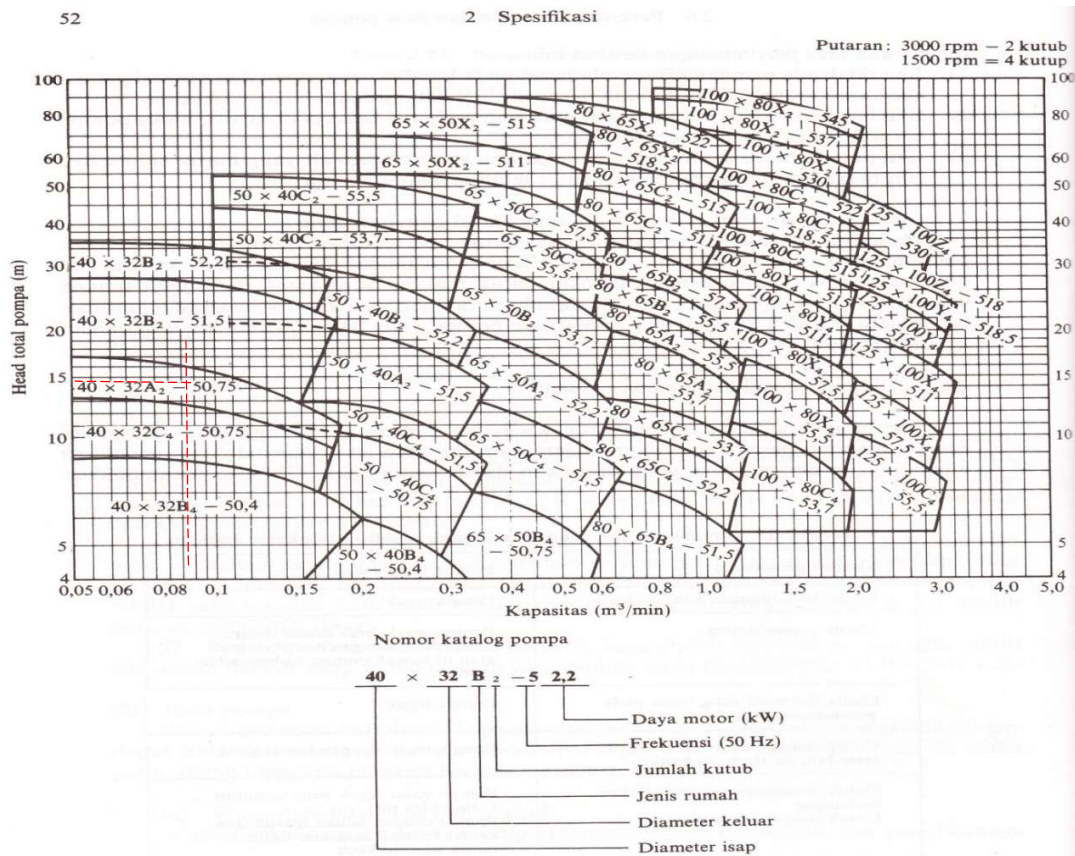
Temperatur Desain = $50 \text{ }^\circ\text{C}$

$$\begin{aligned}\text{Tekanan fluida} &= 0,0858274 \text{ atm} \\ &= 0,08867941 \text{ kgf/cm}^2\end{aligned}$$

maka

$$\begin{aligned}h_{sv} &= \frac{P_a}{\gamma} - \frac{P_v}{\gamma} - h_s - h_{ls} \\ &= \frac{10332,00}{1347,77497} - \frac{886,8}{1348} - 0 - 1,9 \\ &= 7,7 - 0,7 - 0 - 1,9 \\ &= 5,1 \text{ m (NPSH Tersedia)}\end{aligned}$$

Penentuan Putaran dan Daya Motor
Sesuai Gambar 2.25 hal 52 Sularso, Tahara



Gb. 2.25 Diagram pemilihan pompa umum.

$$\begin{aligned}Q &= 0,0858 \text{ m}^3/\text{mnt} \\ H &= 14,00 \text{ m} \\ \text{dari tabel} \\ &40 \times 32A_2 - 50,75\end{aligned}$$

Diartikan

$$\begin{aligned}\text{Diameter isap pompa} &= 40 \text{ mm} = 1,6 \text{ inchi} \gg 2 \text{ inchi} \\ \text{Diameter keluar} &= 32 \text{ mm} = 1,3 \text{ inchi} \gg 2 \text{ inchi}\end{aligned}$$

Daya Motor = 0,8 kw = 1 HP
 Jumlah kutub = 2 (untuk motor listrik)
 Frekwensi = 50 Hz

6. Perhitungan Efisiensi Pompa (h)

$$P_w = 0,163 \times \gamma \times Q \times H$$

Dimana :

g = Berat Zat Cair per satuan volume (kgf/l) = 1,348 kgf/l
 Q = Kapasitas Aliran = 0,086 m³/mnt
 H = Head Total = 14 m
 P = Daya Motor = 0,75 kw

$$\begin{aligned}
 P_w &= 0,163 \times 1,348 \times 0,086 \times 14 \\
 &= 0,264 \text{ kw}
 \end{aligned}$$

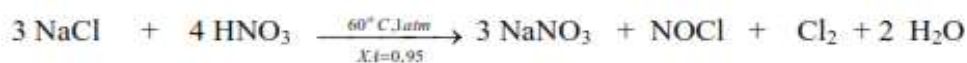
$$\begin{aligned}
 h &= \frac{P_w}{P} = \frac{0,264}{0,75} \\
 &= 35,20\%
 \end{aligned}$$

7 R-130 Reaktor Sodium Nitrat

Fungsi : Untuk merekasikan Sodium nitrat dari Sodium Klorida dan Asam Nitrat
Tipe Tangki : Bejana vertikal dengan flange dan torispherical head (dish head) sebagai tutup atas dan bawah, dilengkapi dengan sistem pengaduk dan pendingin.
Bahan Kontruksi : stainless steel SA 167 Grade 11 type 316
Kondisi Operasi : © Temperatur Operasi = 60 °C
© Temperatur Fluida = 60 °C
© Tekanan = 1 atm
© Konversi = 95%
Reaksi : Eksotermis
Jenis : Continuous stirred tank reactor (CSTR)

Menentukan Kinetika Reaksi

Reaksi :



konstanta kecepatan reaksi dapat didapatkan dengan persamaan :

$$-r_A = k \cdot C_A \cdot C_B$$

$$k = A e^{-E/R.T}$$

$$A = (\sigma_{AB})^2 \sqrt{8 \Pi \cdot R_g \cdot T \left(\frac{M_A + M_B}{M_A \times M_B} \right)}$$

Dimana:

- A = Faktor tumbukan
- E = Tenaga aktivasi, Kal/gmol
- R_g = Konstanta gas umum, (1,98 Kal/gmol K)
- σ_{AB} = Diameter molekular reaktan rata-rata, Amstrong (10-8)
- M_A = Berat molekul sodium klorida
- M_B = Berat molekul asam nitrat

$$\begin{aligned} \sigma_{AB} &= \frac{\sigma_A + \sigma_B}{2} \\ &= \frac{1,153 + 2,249}{2} \\ &= 1,70 \text{ amstrong} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A &= 2,89\text{E-}10 \sqrt{8 \cdot 3,14 \cdot 8,314 \cdot 333 \cdot \left(\frac{58,44 + 63,01}{58,44 \times 63,01} \right)} \\ &= 3,31845\text{E-}07 \text{ joule} \end{aligned}$$

Tabel C.1. Gibbs dan Helmholtz energi formation

Komponen	BM	Gf	Af	Sf
NaCl	58,44	-384,01	-382,86	-0,09
HNO3	63,01	-74,70	-70,98	-0,20
NaNO3	84,99	-87,45	-111,62	0,03
Cl2	70,91	0,00	0,00	0,00
NOCl	65,46	66,10	67,34	-0,05
H2O	18,02	-228,60	-227,36	-0,04

$$\Delta G_{\text{reaction}} = \sum (n\Delta G_f)_{\text{products}} - \sum (n\Delta G_f)_{\text{reactants}}$$

$$\begin{aligned} G_{\text{reaction}} &= (-228,6 + 66,10 + 0,00 + -87,45) - (-74,70 + -384,0) \\ &= 49,89436699 \text{ Kj/mol} \end{aligned}$$

$$k = A e^{-E/R.T}$$

$$\begin{aligned} &= \left(\frac{49,89436699}{0,008314 \times 333} \right) \\ &= 3,3E-07 \text{ e} \\ &= 3,32E-07 \text{ e} \\ &= 22,25 \text{ m3/kmol jam} \end{aligned}$$

2,718281828
67035942,44

Volume dan Waktu Tinggal

a. Menghitung densitas campuran

Tabel C.3. Konstanta Densitas Masing-masing Komponen

Komponen	A	B	n	Tc	pangkat
NaCl	0,22127	0,10591	0,37527	34000	0,99631326
HNO3	0,43471	0,2311	0,1917	520	0,82196665
NaNO3	0,19975	0,09793	0,25382	2820	0,96860833
Cl2	0,566	0,27315	0,2883	417,15	0,63032255
NOCl	0,46993	0,27029	0,24883	440,65	0,70420029
H2O	0,3471	0,274	0,2857	647,13	0,81343692

$$\rho_{\text{liquid}} = 1000 \left(A \left(B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)} \right) \right)^n$$

$$\text{Dengan } T = 60 \text{ } ^\circ\text{C} = 333 \text{ K}$$

Tabel C.3. Perhitungan Densitas Campuran

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam	wi	ρ (kg/m ³)	wi/ ρ
NaCl	164,18	58,44	0,00809878	2072,00482	16,7807043
HNO ₃	236,02	63,01	0,01164277	1449,22179	16,8729602
NaNO ₃	4536,62	84,99	0,22378652	1896,24388	424,353822
Cl ₂	1261,54	70,91	0,0622306	1282,52389	79,8122276
NOCl	1164,63	65,46	0,05745013	1180,69755	67,8312274
H ₂ O	12909,09	18,02	0,6367912	994,967884	633,586795
Total	20272,09	360,830659	1	8875,65982	1239,23774

$$\rho_{\text{liquid}} = 1239,24 \text{ Kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}
 v_o &= \frac{\text{massa total}}{\text{Densitas campuran}} \\
 &= \frac{20272,09}{1239,237736} \\
 &= 16,36 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 577,70 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan neraca massa didapat:

$$F_{v0} = F_{v1} = F_{v2} = F_v$$

$$F_{v0}.CA_0 - F_{v1}.CA_1 - r_A.V = 0$$

$$F_{v0}.CA_0 - F_{v1}.CA_0 (1 - X_{A1}) - k_1.CA_1.CB_1.V = 0$$

$$F_v.CA_0.X_{A1} - k_1.CA_1.CB_1.V = 0$$

$$F_v.CA_0.X_{A1} = k_1.CA_1.CB_1.V$$

$$\frac{V}{F_v} = \frac{CA_0}{k_1} \frac{X_{A1}}{CA_1 - X_{A1}}$$

jika $\frac{V}{F_v} = \tau$ = waktu tinggal dalam reaktor maka :

$$\tau = \frac{CA_0}{k_1} \frac{X_{A1}}{CA_0 - X_{A1}}$$

$$\tau = \frac{X_{A1}}{k_1} \frac{CA_0}{CA_0 - X_{A1}}$$

$$\begin{aligned}
 CA_0 &= \frac{(m / BM)}{F_v} \\
 &= \frac{(3283,6 / 58,44)}{16,36}
 \end{aligned}$$

$$= 3,43457703 \text{ kmol/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{CB0} &= \frac{(m / \text{BM})}{F_v} \\ &= \frac{(4720 / 63,01)}{16,35851325} \\ &= 4,57943604 \text{ kmol/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{jika M} &= \frac{\text{CB0}}{\text{CA0}} \\ &= \frac{4,57943604}{3,43457703} \\ &= 1,333333333 \end{aligned}$$

$$\tau = \frac{V}{F_v} = \frac{X_{a1}}{k_1 (1 - X_a) (CA_0 (M - X_a))}$$

$$\begin{aligned} \frac{V}{16,36} &= \frac{0,95}{2,22E+01 (1 - 0,95) (3,435 (1,3 - 0,95))} \\ \frac{V}{16,3585} &= \frac{0,95}{1,46441} \\ V &= 10,61 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \tau &= \frac{V}{F_v} \\ \tau &= \frac{10,61}{16,36} \\ &= 0,64872573 \text{ jam} \end{aligned}$$

c. Menghitung Kapasitas Tangki

$$\text{waktu tinggal} = 0,6 \text{ jam}$$

$$\text{Over Design} = 20\% \quad (\text{Peter and Timmerhaus, 1991. hal. 37})$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Tangki} &= 100\% / 80\% \times \text{Volume Liquid} \\ &= 100\% / 80\% \times 10,61 \\ &= 13,2652355 \text{ m}^3 \\ &= 468,457813 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

d. Menentukan Rasio Hs/D

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \text{Volume Shell} + \text{Volume tutup} \\ &= \frac{1}{4} \pi D^2 H + 0,000049 D^3 + \frac{1}{4} \pi D^2 s f \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas tangki} &= \text{Luas Shell} + \text{Luas tutup} \\ &= \left(\frac{1}{2} \pi D^2 + \pi D H \right) + 0,817 D^2 \end{aligned}$$

$$= \left(\frac{1}{4} \pi D^2 + \pi D H \right) + 0.042 D^2$$

Keterangan :

D = diameter tangki, in

sf = straight flange, in (dipilih sf = 3 in)

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich 1984, dimana :

$$\frac{H_s}{D} < 2$$

(Ulrich, 1984)

Rasio H/D yang diambil adalah rasio yang memberikan luas tangki yang paling kecil. Hasil trial rasio H/D terhadap luas tangki dapat dilihat pada Tabel C.4. berikut.

Tabel C.3. Perhitungan Densitas Campuran

trial	H/D	D (ft)	H (ft)	A (ft ²)	V silinder, ft ³	V head, ft ³	Vsf, ft ³	V total, ft ³
1	2	13,0194	26,0388	1340,27284	3464,749718	0,108135501	399,183322	3864,041
2	1,9	13,2275	25,1322	1328,52117	3451,881497	0,113404085	412,046274	3864,041
3	1,8	13,4498	24,2097	1316,75904	3437,906359	0,119219683	426,015597	3864,041
4	1,7	13,6883	23,2701	1305,02281	3422,662279	0,125672875	441,253224	3864,041
5	1,6	13,9449	22,3119	1293,36046	3405,95252	0,132875536	457,95578	3864,041
6	1,5	14,2224	21,3337	1281,83562	3387,535541	0,140967509	476,364667	3864,041
7	1,4	14,524	20,3336	1270,53324	3367,111077	0,150125972	496,779972	3864,041
8	1,3	14,8536	19,3096	1259,56787	3344,300578	0,160578862	519,580019	3864,041
9	1,2	15,2161	18,2593	1249,09591	3318,619087	0,17262456	545,249464	3864,041
10	1,1	15,6178	17,1796	1239,3341	3289,433771	0,186661557	574,420743	3864,041
11	1	16,067	16,067	1230,58845	3255,900916	0,20323458	607,937025	3864,041
12	0,9	16,5745	14,917	1223,30094	3216,866863	0,223108954	646,951204	3864,041
13	0,8	17,1553	13,7243	1218,12807	3170,705689	0,247395826	693,088091	3864,041
14	0,7	17,8306	12,4814	1216,07971	3115,039814	0,277774251	748,723587	3864,041
15	0,6	18,6315	11,1789	1218,77979	3046,228851	0,316911282	817,495413	3864,041
16	0,5	19,6067	9,80333	1228,99513	2958,359516	0,369323863	905,312335	3864,041
17	0,4	20,8377	8,33507	1251,82269	2841,037151	0,443346562	1022,56068	3864,041
18	0,3	22,4758	6,74273	1297,75595	2673,833119	0,55633895	1189,65172	3864,041
19	0,2	24,8495	4,9699	1392,45572	2409,08388	0,751879682	1454,20542	3864,041
20	0,1	28,9034	2,89034	1621,52665	1895,47251	1,183161185	1967,3855	3864,041
				1216,07971				

Dari tabel diatas terlihat bahwa rasio Hs/D yang memberikan luas tangki yang paling kecil yaitu 1,1 - 0,6

Sehingga untuk selanjutnya digunakan rasio Hs/D = 0,7

D = 16,067 ft
= 192,804 in
= 4,89721 m

D standart = 18 ft (216 in)
H = 16,067 ft
= 192,804 in

$$\begin{aligned}
 &= 4,89721 \text{ m} \\
 \text{H standart} &= 18 \text{ ft (216 in)}
 \end{aligned}$$

Cek rasio H/D :

$$\begin{aligned}
 \frac{H}{D} &= \frac{18}{18} \\
 &= 1 \text{ (Memenuhi)}
 \end{aligned}$$

e. Menentukan Jumlah Course

Lebar plat standart yang digunakan :

$$L = 6 \text{ ft} \quad (\text{Appendix E, Item 2. Brownell \& Young})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah Course} &= \frac{18}{6} \\
 &= 3 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

f. Menentukan Tinggi Cairan di dalam Tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Volume shell} &= \frac{1}{4} \pi D^2 H \\
 &= \frac{1}{4} \pi (324) 18 \\
 &= 4578,12 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume dh} &= 0,000049 D^3 \\
 &= 0,000049 5832,0 \\
 &= 0,285768 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume sf} &= \frac{1}{4} \pi D^2 S_f \\
 &= \frac{1}{4} \pi (324) 3 \\
 &= 763,02 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{V tangki baru} &= V_{shell} + V_{dh} + V_{sf} \\
 &= 4578,12 + 0,285768 + 763,02 \\
 &= 5341,426 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{V ruang kosong} &= V_{tangki \text{ baru}} - V_{liquid} \\
 &= 5341,426 - 374,766251 \\
 &= 4966,65952 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{V shell kosong} &= V_{tangki \text{ baru}} - (V_{dh} - V_{sf}) \\
 &= 4966,660 - (0,2858 + 763,0200) \\
 &= 4203,354 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\text{H shell kosong} = \frac{4 \times V_{shell \text{ kosong}}}{\pi D^2}$$

$$\begin{aligned}
 H \text{ shell kosong} &= \frac{\pi \times D^2}{4 \times 3,14 \times 324} \\
 &= \frac{4203,354}{324} \\
 &= 16,526515 \text{ ft} \\
 H \text{ liquid} &= H \text{ shell} - H \text{ shell kosong} \\
 &= 18 - 16,53 \\
 &= 1,47 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

g. Menentukan Tekanan desain

Ketebalan shell akan berbeda dari dasar tangki sampai puncak. Hal ini karena tekanan zat cair akan semakin tinggi dengan bertambahnya jarak titik dari permukaan zat cair tersebut ke dasar tangki. Sehingga tekanan paling besar adalah tekanan paling bawah. Tekanan desain dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{\rho \cdot (g / gc) \cdot H_{\text{liquid}}}{144} \\
 &= \frac{77,36 \times 1,473}{144} \\
 &= 0,79162 \text{ psi} \\
 P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\
 &= 0,79162 + 14,6959 \\
 &= 15,4875 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Tekanan desain 5 -10 % di atas tekanan kerja normal/absolut (Coulson, 1988 hal. 637). Tekanan desain yang dipilih 10 % diatasnya. Tekanan desain pada courses ke-1 (plat paling bawah) adalah:

$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{abs}} \\
 &= 17,0363 \text{ psi} \\
 &= 1,15925 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

Berikut ini adalah tabel perhitungan tekanan desain untuk setiap courses :

Tabel C.5. Tekanan Desain Masing-masing Courses

Course	H (ft)	HL (ft)	Phid (psi)	P absolut (psi)	P desain (psi)
1	18	1,47	0,79162	15,4875	17,0363
2	12	-2,58	-1,38492	13,311	14,6421
3	6	-6,63	-3,56147	11,1344	12,2479

h. Menentukan Tebal dan Panjang Shell

o Tebal Shell

Untuk menentukan tebal shell, persamaan yang digunakan adalah :

$$t_s = \frac{P \times d}{2(f \times E) - (0,6 \times P)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, 1959. hal 256})$$

keterangan :

ts = Tebal shell, in
P = Tekanan dalam tangki, psi
f = Allowable stress, psi
d = Diameter shell, in
E = Efisiensi pengelasan
c = Faktor korosi, in

Dari Tabel Appendix D, item 4 & 13.2 pada 200 oF, Brownell and Young, 1959 diperoleh data :

f = 18750
E = 0,75 (single-welded butt joint without backing strip, no radiographed)
C = 0,125 in/10 tahun (tabel 6, timmerhaus, 1991:542)

Menghitung ketebalan shell (ts) pada courses ke-1:

$$ts = \frac{17,036 \times 216,00}{2 \times (18750 \times 0,75 - 0,6 \times 17,04)} + 0,125$$

$$= 0,256 \text{ in}$$

Tabel C.6. Ketebalan shell masing-masing courses

Course	H (ft)	Pdesain (psi)	ts (in)	ts standart (in)
1	18	17,0363	0,256	0,375
2	12	14,6421	0,238	0,375
3	6	12,2479	0,219	0,375

o panjang shell

Untuk menghitung panjang shell, persamaan yang digunakan adalah :

$$L = \frac{\pi \cdot D_o - (\text{weld length})}{12 \cdot n} \quad (\text{Brownel \& Young, 1959. hal.256})$$

Keterangan :

L = Panjang shell, in
Do = Diameter luar shell, in
n = Jumlah plat pada keliling shell
weld length = Banyak plat pada keliling shell dikalikan dengan banyak sambungan pengelasan vertikal yang diizinkan.
= n x butt welding

Menghitung panjang shell (L) pada courses ke-1 :

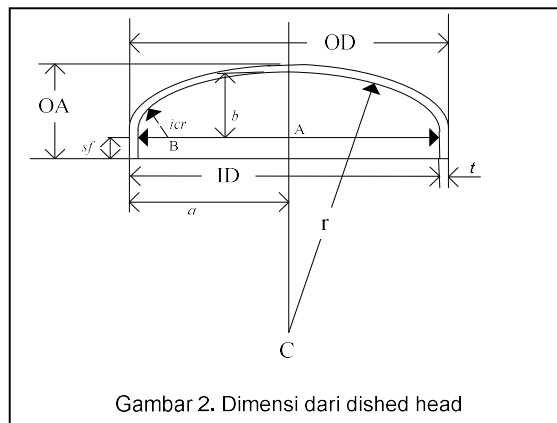
$$\begin{aligned}
 Do &= Di + 2 \ ts \\
 &= 216 + 2 \ 0,4 \\
 &= 216,8 \text{ in} \\
 n &= 1 \text{ buah} \\
 \text{butt welding} &= 1/6 \text{ in} \\
 \text{weld length} &= 0,20 \text{ in} \\
 L &= \frac{3,14 \times 216 - (0,20)}{12 \times 1,3108} \\
 &= 43,0778 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Tabel C.6. Ketebalan shell masing-masing courses

Course	ts (in)	do (in)	L (ft)
1	0,375	216	43,078
2	0,375	215,625	43,003
3	0,375	215,25	42,928

i. Desain Head (Desain Atap)

Bentuk atap yang digunakan adalah torispherical flanged and dished head. Jenis head ini untuk mengakomodasi kemungkinan naiknya temperatur di dalam tangki, yang akan mengakibatkan tekanan didalam tangki menjadi naik. Torispherical flanged and dished head ini, mempunyai rentang allowable pressuse antara 15 psig (1,0207 atm) sampai dengan 200 psig (13,6092 atm) sehingga dapat



Gambar 2. Dimensi dari dished head

Dalam menentukan tebal head, persamaan yang digunakan yaitu :

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot w}{2 f E - 0,2 P} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959, hal. 258})$$

Keterangan :

- t_h = Tebal head (in)
- P = Tekanan desain (psi)
- r_c = Radius knuckle, in
- icr = Inside corner radius (in)

w = stress-intensification factor
 E = Effisiensi pengelasan
 C = Faktor korosi (in)

untuk itu diperlukan nilai stress intensification untuk torispherical dished head dengan menggunakan persamaan :

$$w = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{icr}} \right) \quad (\text{Brownell and Young, 1959. hal.258})$$

$$\frac{icr}{r_c} > 6\% \quad , \text{ dimana } r_c = D_i \quad (\text{perry, 1997, tabel 10.65})$$

Diketahui :

$$\begin{aligned}
 D_i = r_c &= 216 \text{ in} \\
 icr &= 6\% \times 216 \text{ in} \\
 &= 12,96 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka } w &= \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{216}{12,96}} \right) \\
 &= 0,7509 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{P \times w \times r_c}{2 \times (f \times E - 0,1 \times P_d)} + C \\
 &= \frac{1,159 \times 0,75 \times 216,0}{2 \times ((18.750 \times 0,75) - (0,10 \times 1,16))} + 0,125 \\
 &= 0,13169 \text{ in (dipakai plat standart 0,2 in)}
 \end{aligned}$$

Untuk $t_h = 0,2 \text{ in}$. Dari Tabel 5.8 (Brownell and Young, 1959) diperoleh:
 $sf = 1 \frac{1}{2} - 2 \frac{1}{4} \text{ in}$ Direkomendasikan nilai $sf = 2,3 \text{ in}$

o menentukan Depth of dish (b)

$$b = r_c - \sqrt{(r_c - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= \frac{ID}{2} - icr \\
 &= \frac{216,00}{2} - 12,96 \text{ in} \\
 &= 95,04 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= r - icr \\
 &= 216 - 12,96 \\
 &= 203,04 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\
 &= 216 - (41225,24 - 9032,6)^{0,5} \\
 &= 36,58 \text{ in}
 \end{aligned}$$

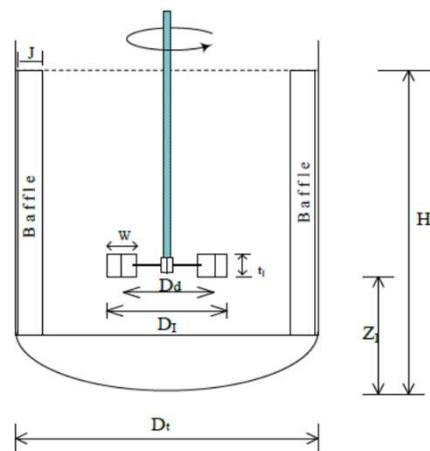
$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tutup atas} &= \text{Tutup bawah (OA)} \\
 &= t_{ha} + b + sf \\
 &= 0,19 + 36,58 + 2,25 \\
 &= 39,0144 \text{ in} \\
 &= 3,251 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

t. Menentukan Tinggi Total Tangki

Untuk mengetahui tinggi tangki total digunakan persamaan:

$$\begin{aligned}
 H_{\text{total}} &= H_{\text{shel}} + H_{\text{Head}} + H_{\text{Bottom}} \\
 &= 18 + 3,251189 + 3,251189 \\
 &= 24,50 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

v. Mengitung Dimensi Pengaduk



o Menentukan viskositas campuran

Tabel C.1. Konstanta viskositas liquid Masing-masing komponen LIQUID

Komponen	A	B	C	D
NaCl	-0,9169	1,08E+03	-7,62E-05	1,11E-08
HNO3	-3,5221	7,29E+02	3,96E-03	-2,24E-06
NaNO3	-9,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05
H2O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05

Sumber : Yaws, Carl L.

Komponen	A	B	C
Cl2	-3,5710	4,87E-01	-8,53E-05
NOCl	-15,1590	4,73E-01	-8,59E-05

Sumber : Yaws, Carl L.

Dengan cara trial tekanan pada temperatur 333 K , maka diperoleh hasil sebagai berikut:

Tabel C.2. Hasil perhitungan viskositas fluida di dalam tangki

Komponen	Kg/Jam	Xi	Log n	n0 (cP)	Xi*u
NaCl	164,18	0,01166565	2,29889	199,02	2,32164277
HNO3	236,02	0,0167705	-0,25974	0,55	0,00922163
NaNO3	4536,62	0,32234687	0,67053	4,68	1,50958434
H2O	1261,54	0,08963828	-0,32947	0,47	0,04197855
Cl2	1164,63	0,08275239		0,01491	0,00123418
NOCl	12909,09	0,91724761		0,01328	0,01218331
Total	14073,7206	1			3,89584479

$$u_{\text{liquid}} = 3,89584$$

dari fig. 10.57 coulson, untuk volume 10,61 m³ dan viskositas 3,89584 cp, digunakan impeler tipe turbin

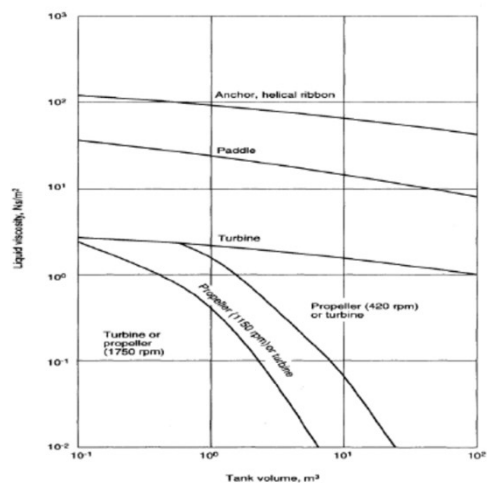


Figure 10.57. Agitator selection guide

- menentukan Diameter pengaduk

$$D_{\text{vessel}} = 18 \text{ ft}$$

$$\frac{D_{\text{vessel}}}{D_i} = 3$$

$$\text{Diameter penga} = 6 \text{ ft}$$

$$= 1,829 \text{ m}$$

- Menentukan Tebal (ti) dan Lebar (W) Pengaduk

$$\text{tebal pengaduk} = 0,2 D_i$$

$$\text{tebal pengaduk} = 1,2 \text{ ft}$$

$$= 0,366 \text{ m}$$

$$\text{diameter penga} = 8$$

$$\text{lebar pengaduk}$$

$$\text{lebar pengaduk} = 0,75 \text{ ft}$$

$$= 0,229 \text{ m}$$

- Menentukan Lebar Baffle, J

Jumlah Baffle: 4

$$\text{lebar baffle} = \frac{D \text{ vessel}}{12}$$

$$\begin{aligned} \text{lebar baffle} &= 1,5 \text{ ft} \\ &= 0,457 \text{ m} \end{aligned}$$

- Menentukan Offset Top dan Offset Bottom
bedasarkan Wallas (1990:288)

$$\begin{aligned} \text{offset top} &= \frac{j}{6} \\ &= 0,25 \text{ ft} \\ &= 0,076 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{offset bottom} &= \frac{D_i}{2} \\ &= 3 \text{ ft} \\ &= 0,914 \text{ m} \end{aligned}$$

- a. Menentukan Jarak pengaduk Dari Dasar Tangki (Zi)

$$\begin{aligned} \text{diameter penga} &= 1,3 \\ \text{jarak dari dasr t} &= 4,615 \text{ ft} \\ \text{jarak dari dassr} &= 1,407 \text{ m} \end{aligned}$$

- b. Menentukan Jumlah Pengaduk

$$\begin{aligned} \text{Jumlah pengaduk} &= \frac{\text{Tinggi liquid} \times \text{sg}}{\text{Diameter tangki}} \quad (\text{Joshi hal 389}) \\ &= \frac{1,47 \times 1,50}{18,00} \\ &= 1 \text{ buah} \end{aligned}$$

- c. Menentukan Power Pengaduk

Power Pengaduk (Pers 3.4-2, Geankoplis 3rd edition)

$$P = \frac{N_p}{g_c} \times \rho \times N^3 \times D^5$$

keterangan :

P = Power (lb.ft/s)

Np = Faktor mixer (turbin)

= 1,3 (Gambar 3.4-4, Geankoplis 3rd edition)

g = Konstanta gravitasi (lb/ft²)

ρ = Densitas (lb/cuft)

N = Kecepatan putaran impeler (rps)

Da = Diameter impeler (ft)

Jadi,

$$\begin{aligned} P &= \frac{1,3 \times 77,36 \times 1,67^3 \times 6,00^5}{32,174 \times 550,000} \\ &= 197,92 \text{ lb.ft/s} \\ &= 0,360 \text{ hp} \end{aligned}$$

Untuk 1 pengaduk

$$P = 0,36 \text{ hp}$$

Perhitungan losses pengaduk

$$\text{Minimum losses} = 0,5 \text{ hp}$$

$$\text{Gland losses (Kebocoran tenaga akibat poros dan bearing)} = 10\% \text{ (Joshi hal 399)}$$

$$\begin{aligned} \text{Gland losses } 10\% &= 10\% \times 0,360 \\ &= 0,0360 \text{ hp} \end{aligned}$$

Power input dengan Gland losses

$$\begin{aligned} &= 0,36 + 0,0360 \\ &= 0,40 \text{ hp} \end{aligned}$$

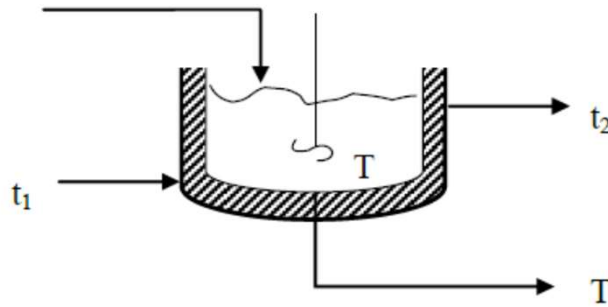
Transmission sistem losses

$$\begin{aligned} &= 20\% \text{ (Joshi hal 399)} \\ &= 20\% \times 0,40 \\ &= 0,079 \end{aligned}$$

Power input dengan transmission sistem losses

$$\begin{aligned} \text{Total Power} &= 0,40 + 0,08 \\ &= 0,47 \text{ hp} \\ &= 0,35 \text{ Kw} \end{aligned}$$

III. Jaket Pemanas



a. Kebutuhan pemanas

Massa Pemanas = 94,2842 kg/Jam
= 8202,72 lb/Jam

Tabel C.3. Konstanta Densitas Masing-masing Komponen

Komponen	A	B	T_c	n
H ₂ O	0,3471	0,274	647,13	0,2857

$$\rho_{liquid} = 1000(A(B^{-1\frac{T}{T_c}}))^n$$

Dengan T = 121 °C = 394 K

Tabel C.3. Perhitungan Densitas Campuran

Komponen	Kg/jam	wi	ρ (kg/m ³)	wi/ ρ
H ₂ O	94,28	1	934,222284	934,222284
Total	94,2841943	1	934,222284	934,222284

ρ_{liquid} = 934,222 kg/m³

Tabel C.1. Konstanta viskositas liquid Masing-masing komponen

Komponen	A	B	C	D
H ₂ O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05

Sumber : Yaws, Carl L.

Dengan cara trial tekanan pada temperatur 394 K , maka diperoleh hasil sebagai berikut:

Tabel C.2. Hasil perhitungan viskositas fluida di dalam tangki

Komponen	Kg/Jam	Xi	Log n	n0 (cP)
H ₂ O	94,28	1	-0,64147	0,23
Total	94,2841943	1		

μ_{liquid} = 0,23 cP

Tabel C.1. Konstanta Heat Capacity Gas Masing-masing komponen

Komponen	A	B	C	D	E
H ₂ O	33,9330	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12

Sumber : Yaws, Carl L.

Tabel C.2. Hasil perhitungan viskositas fluida di dalam tangki

Komponen	Kg/Jam	Xi	cp
H ₂ O	94,28	1	34,25733
Total	94,2841943	1	34,25733

$$C_p = 34,25733 \text{ kJ/kg.K}$$

Tabel C.1. Konstanta viskositas liquid Masing-masing komponen

Komponen	A	B	C
H ₂ O	0,0005	4,71E-05	4,96E-08

Sumber : Yaws, Carl L.

Dengan cara trial tekanan pada temperatur 394 K , maka diperoleh hasil sebagai berikut:

Tabel C.2. Hasil perhitungan viskositas fluida di dalam tangki

Komponen	Kg/Jam	Xi	K
H ₂ O	94,28	1	0,02678
Total	94,2841943	1	0,02678

$$k = 0,02678 \text{ W/m.K}$$

b. Luas Perpindahan Panas yang Dibutuhkan

Dari Tabel.8. Kern didapatkan Overall heat transfer UD dengan hot fluid adalah aqueous solutions less than 2 cp dan cold fluid adalah amonia dengan UD: 250-500 Btu/j.ft².F.

Dipilih :

$$UD = 300 \text{ Btu/ft.oF.Jam}$$

Diketahui :

$$Q = 255331 \text{ kJ/jam}$$

$$= 242007 \text{ btu/jam}$$

$$\Delta T_{lmtD} = 32 \text{ oF}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{lmtD}}$$

$$A = \frac{242007,0877}{300 \times 32}$$

$$= 25,2091 \text{ ft}^2$$

f. Luas Perpindahan Panas yang Tersedia

$$A = \text{luas selimut reaktor} + \text{luas penampang bawah reaktor}$$

$$(\pi \dots)$$

$$A = \pi \cdot D_o \cdot H_L + \left(\frac{\pi}{4} D_o^2 \right)$$

Diketahui:

$$\begin{aligned} D_o &= 18,06 \text{ ft} \\ &5,505 \text{ m} \\ H_L &= 1,47 \text{ ft} \\ &0,449 \text{ m} \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} A &= (3,14 \times 18,06 \times 1,473) + (0,785 \times 326,3) \\ &= 339,7 \text{ ft} \\ &= 103,5 \text{ m} \end{aligned}$$

A kebutuhan < A tersedia

$$25,20907164 < 339,6774938$$

Sehingga jaket pemanas bisa digunakan

o Menghitung Volume Jaket

$$\begin{aligned} \text{Volume jaket} &= \frac{\text{Massa air pemanas}}{\text{densitas air}} \\ &= \frac{94,28419434}{934,2222838} \\ &= 0,100922656 \text{ m}^3 \\ &= 3,564053326 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

o Menghitung Diameter

$$\begin{aligned} \text{Volume jaket} &= V_{shell} + V_{dh} + V_{sf} \\ &= \frac{1}{4} \pi D^2 H + \frac{1}{4} \pi D^2 S_f + 0,000049 D^3 \\ &= \frac{1}{4} \pi (D^2) 1,47 + \frac{1}{4} \pi (D^2) 0,00 + 0,000049 D^3 \\ 3,564053326 &= 1,15669 D^2 + 0 D^2 + 0,000049 D^3 \\ 3,564053326 &= 1,15669 D^2 + 0,000049 D^3 \\ D &= 0,78882 \text{ ft} \end{aligned}$$

o Menghitung Tebal dan lebar jaket

$$\begin{aligned} \text{Lebar Jaket} &= 0,5 \times \text{Diameter Jaket} \\ &= 0,39441022 \text{ ft} \\ &= 0,12021623 \text{ m} \end{aligned}$$

o Menghitung Tebal dan lebar jaket

o Tebal Shell

Untuk menentukan tebal shell, persamaan yang digunakan adalah :

$$P \times d \quad \text{(Brownell \& Young, 1959. hal 256)}$$

$$t_s = \frac{2(f \times E) - (0,6 \times P)}{2} + C$$

keterangan :

- ts = Tebal shell, in
P = Tekanan dalam tangki, psi
f = Allowable stress, psi
d = Diameter shell, in
E = Efisiensi pengelasan
c = Faktor korosi, in

Dari Tabel Appendix D, item 4 & 13.2 pada 200 oF, Brownell and Young, 1959 diperoleh data :

- f = 18750
E = 0,75 (single-welded butt joint without backing strip, no radiographed)
C = 0,125 in/10 tahun (tabel 6, timmerhaus, 1991:542)

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \cdot (g / gc) \cdot H_{\text{liquid}}}{144}$$

$$= \frac{934,2 \times 1,47}{144}$$

$$= 9,55946 \text{ psi}$$

Menghitung ketebalan shell (ts):

$$ts = \frac{9,559 \times 0,39}{2 \times (18750 \times 0,75 - 0,6 \times 9,56)} + 0,125$$

$$= 0,125 \text{ ft}$$

$$= 1,502 \text{ in}$$

Tabel. C.17. Spesifikasi Tangki

Alat	Reaktor Sodium Nitrat		
Kode	R-130		
Fungsi	: Untuk merekasikan Sodium nitrat dari Sodium Klorida dan Asam Nitrat		
Bentuk	: Bejana vertikal dengan flange dan torispherical head (dish head) sebagai tutup atas dan bawah, dilengkapi dengan sistem pengaduk dan pendingin.		
Kapasitas	5341,43 ft ³		
Dimensi	Diameter shell (D)	=	18 ft
	Tinggi shell (Hs)	=	18 ft
	Tebal shell (ts)	=	0,375 in
	Tinggi atap	=	3,25 ft
	Tebal head	=	0,188 in
	Tinggi total	=	24,50 ft
Dimensi Jaket	Tinggi jaket	=	1,47 ft
	Tebal jaket	=	1,50 in
	Lebar jaket	=	0,39 ft
Pengaduk	Diameter Pengaduk	=	6,00 ft

	Tebal Pengaduk	=	1,20	in
	Lebar Pengaduk	=	0,75	ft
	Lebar Baffle	=	1,50	ft
	Jarak Pengaduk Dari Dasar	=	4,615	ft
	Jumlah Pengaduk	=	1,00	buah
	Total Power	=	0,47	hp
Tekanan Desain	1,16 atm			
Bahan	: stainless steel SA 167 Grade 11 type 316			
Jumlah	1 buah			

8 E-331 Baromatik Kondenser

Fungsi : Memanaskan *feed kolom distilasi*

Type : 1-2 *shell and tube heat exchanger*

Jumlah : 1 buah *Heat Exchanger* 1-2

Kondisi Proses :

- Fluida Pendingin :

$$T \text{ masuk } (T_1) = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 86 \text{ }^{\circ}\text{F} = 303 \text{ K}$$

$$T \text{ keluar } (T_2) = 45 \text{ }^{\circ}\text{C} = 113 \text{ }^{\circ}\text{F} = 318 \text{ K}$$

- Fluida masuk :

$$T \text{ masuk } (t_1) = 62 \text{ }^{\circ}\text{C} = 143 \text{ }^{\circ}\text{F} = 335 \text{ K}$$

$$T \text{ keluar } (t_2) = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 86 \text{ }^{\circ}\text{F} = 303 \text{ K}$$

Temperature	Fluida dingin ($^{\circ}\text{F}$)	Fluida panas ($^{\circ}\text{F}$)
T masuk	143	86
T keluar	86	113

Digunakan *Heat Exchanger (shell and tubes)*

(*appendiks tabel 10, Kern*)

dengan data-data sebagai berikut :

$$\text{Panjang tube, } L = 16 \text{ ft}$$

$$\text{BWG} = 14$$

$$\text{Pitch} = 1 \text{ in triangular} \quad (\text{appendiks tabel 9, Kern})$$

$$R_d \text{ gab} = 0,001 \text{ jft}^{20}\text{F/Btu}$$

$$\Delta P \text{ gas} = 2 \text{ psi}$$

$$OD \text{ tube} = 0,75 \text{ in triangular, } ID = 0,584 \text{ in}$$

1. Neraca Massa dan Neraca Energi

Dari neraca massa (Appendiks A)

$$\text{Massa fluida panas (M)} = 45.460 \text{ kg/ hari} = 4.176 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Massa fluida dingin (m)} = 17.846 \text{ kg/ hari} = 1.639 \text{ lb/jam}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ yang ditrasfer ke fluida dingin} &= 4.176.210 \text{ kJ/jam} \\ &= 3.958.283 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

2. Mencari LMTD

$$LMTD = (\Delta T_1 - \Delta T_2) / \ln (\Delta T_1 / \Delta T_2)$$

$$\text{dimana : } \Delta T_1 = \Delta T_{\text{panas}} = T_1 - t_2$$

$$\Delta T_2 = \Delta T_{\text{dingin}} = T_2 - t_1$$

$$\begin{aligned} LMTD &= ((86 - 86) - (113 - 143)) / \ln \Delta t_1 / \Delta t_2 \\ &= 9 \text{ }^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$R = (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1) \quad S = (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1)$$

$$R = (86 - 113) / (86 - 143) = 0,47$$

$$S = (86 - 143) / (86 - 143) = 0,9$$

Dengan menggunakan persamaan 8.5 Kern, nilai Ft dapat diperoleh, yaitu :

$$Ft = \frac{[\sqrt{R^2 + 1/2(R-1)}] \ln(1-S)/(1-RS)}{\ln \frac{2/S - 1 - R + (2/S)\sqrt{(1-S)(1-RS)} + \sqrt{R^2 + 1}}{2/S - 1 - R + (2/S)\sqrt{(1-S)(1-RS)} - \sqrt{R^2 + 1}}} \quad (\text{Kern, pers.8.5})$$

$$Ft = 0,45$$

Sehingga :

$$\Delta t = LMTD \times Ft = 9 \times 0,45 = 4 \text{ } ^\circ\text{F ft}^2$$

3. Menghitung T_c (Caloric Temperature)

$$T_c = (T_2 + T_1)/2 = (113 + 86) / 2 = 100 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = (t_2 + t_1)/2 = (143 + 86) / 2 = 115 \text{ } ^\circ\text{F}$$

a). Trial U_d

$$U_d = 75 \quad (\text{Appendiks Tabel 8, Kern}) \quad \text{tersedia } U_d = 100 - 200$$

$$A = Q/U_d \times \Delta t = 3.958.283 / (75 \times 4) = 13.096$$

$$a''_t = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{lin ft} \quad (\text{tabel 10, Kern})$$

$$\begin{aligned} \text{b). } N_t &= A / (L \times a''_t) = 13.096 / (16 \times 0,1963) \\ &= 2.085 \end{aligned}$$

$$\text{Coba untuk tube passes, } n = 2\text{-P}$$

$$N_t \text{ standar} = 138 \quad (\text{Appendiks tabel 9, Kern})$$

$$ID_s = 15,25 \text{ in} \quad (\text{Appendiks tabel 9, Kern})$$

c). Koreksi U_d

$$U_d \text{ koreksi} = N_t \times U_d \text{ Trial} / N_t \text{ standar}$$

$$= 2.085 \times 75 / 138 = 1.133 \text{ Btu/J ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_d = Q / (A \times \Delta t)$$

$$U_d = 3.958.283 / (13.096 \times 4) = 75 \text{ Btu/J ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Kesimpulan Sementara Rancangan *Shell and Tube*

Bagian <i>Shell</i> :	$ID_s =$	15	in	(diameter dalam shell)	
	$B =$	10	in	(baffle spacing)	
	$N+1 =$	11		(Jumlah baffle)	
	$n' =$	1	passes	(jumlah passes pada shell)	
	$d_e =$	0,73	in	(diameter ekivalen)	(Appendiks fig. 28, Kern)
Bagian Tube :	$d_i =$	0,58	in	(diameter dalam tube)	(Appendiks tabel 10, Kern)
	$d_o =$	0,75	in	(diameter luar tube)	(Appendiks tabel 10, Kern)
	$l =$	16	ft	(panjang tube)	
	$n =$	2		(jumlah passes pada tube)	(Appendiks tabel 9, Kern)
	$N_t =$	138		(Jumlah tube)	(Appendiks tabel 9, Kern)
	$P_t =$	1	in	(Jarak antara sumbu tube)	
	$C' =$	0,25	in	(Jarak antara diameter luar tube)	$C' = P_t - d_o =$
	$a''_t =$	0,1963	ft ²	(Luas permukaan panjang)	(Appendiks tabel 10, Kern)
	$a'_t =$	0,268	in ²	(Luas penampang aliran)	(Appendiks tabel 10, Kern)

Fluida dingin : Fluida panas (steam) :

$\mu =$	0,2200	cp	$\mu =$	0,2283	cp
$k =$	0,4000	Btu/(hr) (ft ²) (F/ft)	$k =$	0,0156	Btu/(hr) (ft ²) (F/ft)
$c =$	3,9000	Btu/lb F	$c =$	8,2970	Btu/lb F

EVALUASI PERPINDAHAN PANAS	
Bagian Shell (<i>Feed kolom distilasi</i>)	Bagian Tube (steam)
$5. \text{ as} = (ID_s \times B \times c') / (n' \times Pt \times 144)$ $= \frac{15 \text{ in} \times 10 \times 0 \text{ in}}{1 \times 1 \text{ in} : 144}$ $= 0,2648 \text{ ft}^2$	$5'. \text{ at}' = 0,268 \text{ ft}^2$ $\text{at} = (Nt \times \text{at}') / 144n$ $= \frac{(138 \times 0,2680 \text{ ft}^2)}{144 \times 2}$ $= 0,1284 \text{ ft}^2$
$6. \text{ Gs} = M / \text{as}$ $= 1.639 / 0$ $= 6.192 \text{ lb/hr.ft}^2$	$6'. \text{ Gt} = m / \text{at}$ $= 4.176 / 0,128$ $= 32.519 \text{ lb/hr.ft}^2$
$7. \text{ Re} = de \times Gs / (2,42 \times \mu)$ $= 0,73 / \frac{12 \times 6.192}{0,2200 \times 2}$ $= 707$	$7'. \text{ Re} = ID \times Gt / (2,42 \times \mu)$ $= 0,58 / \frac{12 \times 32.519}{0,22831 \times 2}$ $= 2.864$
$8. \text{ J}_H = 40 \text{ (fig. 28, Kern)}$	$8'. \text{ J}_H = 200 \text{ (fig. 24, Kern)}$
$9. \text{ ho} = \text{J}_H \times (k/d_e) \times (c_p \mu/k)^{1/3}$ $= 339 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^{\circ}\text{F)}$	$9. \text{ hi} = \text{J}_H \times (k/ID) \times (c_p \mu/k)^{1/3}$ $= 317 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^{\circ}\text{F)}$
	$10. \text{ hio} = \text{hi} \times (ID/OD)$ $= 452,821291 \times 0,584 / 0,75$ $= 247 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^{\circ}\text{F)}$

11. Evaluasi Uc

$$\begin{aligned}
 Uc &= (hio \times ho) / (hio + ho) \\
 &= 247 \times 339 / (247 + 339) \\
 &= 143 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^{\circ}\text{F)}
 \end{aligned}$$

13. Evaluasi Rd

$$\begin{aligned}
 Rd &= (Uc - Ud) / (Uc \times Ud) \\
 &= (143 - 1.133) / (143 \times 1.133) \\
 &= -0,00611 \text{ (hr)(ft}^2\text{)}(^{\circ}\text{F)/Btu} > Rd \text{ ditetapkan (memenuhi)}
 \end{aligned}$$

EVALUASI PENURUNAN TEKANAN	
Bagian Shell (<i>Feed kolom distilasi</i>)	Bagian Tube (steam)
1. $l = 707$ $f = 0,0030$ (fig. 29, Kern) 2. $N+1 = 12 L x n' / B$ $= 12 \times 16 \times 1 / 10$ $= 19$ $IDs = 15,25 / 12$ $= 1 \text{ ft}$	1'. $N_{Ret} = 2.864$ $f = 0,00012$ (fig 26, Kern) $sg = 0,933$ 2'. $\Delta P_l = \frac{f G t^2 l n}{5,22 \cdot 10^{10} ID t sg \phi t}$ $= 0,00014$
$sg = 1,1300$ $\Delta P_s = \frac{f G s^2 IDs (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} de Sg \phi s}$ $= 0,007 \text{ psia}$ $\Delta P_s < 10 \text{ psia}$ (memenuhi)	3'. $\Delta P_n = \frac{4n v^2 62,5}{sg 2g' 144}$ $ v^2 / 2g = 0,0045$ (fig, 27, Kern) $\Delta P_n = 0,01675 \text{ psia}$ $ \Delta P_t = 0,000143 + 0,01675$ $ = 0,016897 \text{ psia}$ $ \Delta P_t < 2 \text{ psia}$ (memenuhi)

Kesimpulan :

Kode : E-112
 Type : *Shell and Tubes, 1-2 exchanger*
 Fungsi : Memanaskan *feed* distilasi
 Jumlah : 1 buah *Heat Exchanger* 1-2 disusun paralel
 Kapasitas : 17.846 kg/hari
 Ukuran
 Shell : ID = 15,25 in ; *Baffle Spacing* = 10 in
 Tube : OD = 0,750 in ; ID = 0,584 in
 Pt = 1 in (*triangular*)
 Panjang = 16 ft, Jumlah tube, Nt = 138
 BWG = 14

Bahan konstruksi

Shell : *Carbon steel*
 Tube : *Carbon steel*
 ΔP liquid allowance : 10 psia
 ΔP gas allowance : 2 psia
 Dirt factor (Rd) : -0,00611 jft²⁰F/Btu

9. Kompresor (G-113)

Fungsi : Menaikkan tekanan umpan reaktor dari 1 atm ke 11 atm

a. Memilih jenis kompresor

Kompresor yang dipilih adalah kompresor sentrifugal dengan pertimbangan :

- Kompresor sentrifugal umum digunakan di industri kimia
- Dapat menaikkan tekanan lebih dari 5000 lb/in²
- Biaya perawatan cukup rendah
- Dalam operasinya membutuhkan biaya awal lebih rendah dibanding kompresor reciprocating
- Dapat digunakan untuk kapasitas 1000-150000 ACFM

Komposisi gas masuk

Komp	Kg/jam	xi	Bm	kmol/jam	xi	BMav
NOCl	1164,63	0,48	65,46	17,7918	0,5	32,73
Cl ₂	1261,54	0,52	70,91	17,7918	0,5	35,45
Total	2426,18	1		35,5836	1	68,18

Perhitungan kompresor menggunakan cara pada Ludwig :

vol 3, Bab 12

$$T_{in} = 60 \text{ }^{\circ}\text{C} = 140 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$P_{in} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia}$$

$$P_{out} = 11 \text{ atm} = 162 \text{ psia}$$

Tabel C.1. Konstanta Heat Capacity Masing-masing komponen

Komponen	A	B	C	D	E
NOCl	28,551	7,59E-02	-9,44E-05	6,05E-08	-1,51E-11
Cl ₂	27,2130	3,04E-02	-3,34E-05	1,60E-08	-2,70E-12

Sumber : Yaws, Carl L.

Mencari nilai k dari aliran masuk kompresor

Komponen	cp	cv=cp-R	xi	x.cp	x.cv
NOCl	45,404	53,718	0,48003	21,7954	25,7863
Cl ₂	34,203	42,517	0,51997	17,7843	22,1074
Total	79,607	96,235	1,00000	39,5797	47,894

$$k = \frac{cp}{cv}$$

$$k = 0,8264$$

$$BM_{av} = 68,18 \text{ kg/kmol} = 68,18 \text{ lb/lbmol}$$

$$m = \frac{2426,18 \text{ kg/jam} \times 2,205 \text{ lb/kg} \times 359 \text{ ft}^3/\text{lbmol}}{68,18 \text{ lb/lbmol}}$$

$$= 675903,87 \text{ ft}^3/\text{hari (SCFD)}$$

$$= 469,38 \text{ ft}^3/\text{menit} = 13,14 \text{ m}^3/\text{menit}$$

b. Jumlah stage

$$r = \sqrt[N]{\frac{P_{out}}{P_{in}}} \quad (\text{Robin smith (B.47) page 659})$$

Overall stage

N = 3 stage (digunakan 3 stage)

Rasio kompresi (Rc) = 2,22

Range Rc maks adalah 3 - 4,5 (Tabel 12-1, Untuk *Centrifugal Compressor* page 369)

Maka jumlah *stage* 3 memenuhi

c. Menghitung tekanan pada tiap stage

Pressure drop untuk gas = 1 psi

a) Stage pertama

$$P_s = 14,7 \text{ psia}$$

$$P_d = 14,7 \times 2,22 = 32,69 + 0,5 = 33,19 \text{ psia}$$

$$R_c = \frac{33,19}{14,7} = 2,26$$

b) Stage kedua

$$P_s = 33,19 - 1 = 32,19 \text{ psia}$$

$$P_d = 32,19 \times 2,22 = 71,6 + 0,5 = 72,10 \text{ psia}$$

$$R_c = \frac{72,10}{32,19} = 2,24$$

c) Stage ketiga

$$P_s = 72,10 - 1 = 71,10 \text{ psia}$$

$$P_d = 71 \times 2,22 = 158,1 + 0,5 = 158,61 \text{ psia}$$

$$R_c = \frac{158,61}{71,10} = 2,23$$

d. Menghitung temperatur keluar pada tiap stage

a) Stage pertama

$$T_2 = T_1 \times \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{Nk}}$$

$$T_2 = 132,2 \text{ } ^\circ\text{F} = 55,68853 \text{ } ^\circ\text{C}$$

b) Stage kedua

$$T_2 = 125 \text{ } ^\circ\text{F} = 51,656005 \text{ } ^\circ\text{C}$$

c) Stage ketiga

$$T_3 = 118,2 \text{ } ^\circ\text{F} = 47,862295 \text{ } ^\circ\text{C}$$

e. Horse power

a) Stage pertama

$$\text{Efisiensi} = 70\%$$

$$\begin{aligned}\text{Kapabilitas} &= 469 \times \frac{14,7}{14,7} \times \frac{(460 + 55,69)}{(460 + 60)} \\ &= 465,49 \text{ CFM} = 13,03 \text{ m}^3/\text{menit}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}L_{ad} &= 13,03 \times 4,96 \\ &= 64,70 \text{ kW}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}L_{ad} &= \frac{64,70}{0,70} \\ &= 92,43 \text{ kW} \\ &= 123,94 \text{ hp}\end{aligned}$$

b) *Stage* kedua

Efisiensi Mekanik = 70%

$$\begin{aligned}\text{Kapabilitas} &= 469 \times \frac{14,7}{32} \times \frac{(460 + 51,66)}{(460 + 60)} \\ &= 210,89 \text{ CFD} = 5,90 \text{ m}^3/\text{menit}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}L_{ad} &= 5,90 \times 4,96 \\ &= 29,31 \text{ kW}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}L_{ad} &= \frac{29,31}{0,70} \\ &= 41,87 \text{ kW} \\ &= 56,15 \text{ hp}\end{aligned}$$

c) *Stage* ketiga

Efisiensi Mekanik = 70%

$$\begin{aligned}\text{Kapabilitas} &= 469 \times \frac{14,7}{71} \times \frac{(460 + 47,86)}{(460 + 60)} \\ &= 94,79 \text{ CFD} = 2,65 \text{ m}^3/\text{menit}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}L_{ad} &= 2,65 \times 4,96 \\ &= 13,17 \text{ kW}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}L_{ad} &= \frac{13,17}{0,70} \\ &= 18,82 \text{ kW} \\ &= 25,24 \text{ hp}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{BHP Total} &= 123,94 + 56,15 + 25,24 \\ &= 205,33 \text{ hp}\end{aligned}$$

Bahan Konstruksi = *Cast Steel* (Tabel 12-8 Ludwig vol 3, untuk tekanan tinggi)

Resume Spesifikasi Kompresor

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	= G-211
Fungsi	= Menaikkan tekanan umpan reaktor dari 1 atm ke 25 atm
Jenis	= <i>Centrifugal Compressor (3 stage)</i>
Bahan	= <i>Cast Steel</i>
Tekanan <i>stage</i> 1	= 33,19 psi
Tekanan <i>stage</i> 2	= 72,10 psi
Tekanan <i>stage</i> 3	= 158,61 psi
Power	= 205,33 hp

Jumlah *stage* = 3

10 V-310 Evaporator

Fungsi : Memekatkan Sodium Nitrat keluaran dari reaktor
Tipe : Long Tube Vertical Evaporator
dengan tutup atas Flanged and Standard Dish Head dan tutup bawah berbentuk konis
Bahan : SS-167 Grade 11 Type 316

B. Evaporator Efek 1 (EV-301)

B.1 Kondisi Operasi

- Fluida Panas (Steam) :

$$T \text{ masuk } (T_1) = 121 \text{ }^{\circ}\text{C} = 250 \text{ }^{\circ}\text{F} = 394 \text{ K}$$

$$T \text{ keluar } (T_2) = 121 \text{ }^{\circ}\text{C} = 250 \text{ }^{\circ}\text{F} = 394 \text{ K}$$

- Fluida Dingin (feed) :

$$T \text{ masuk } (t_1) = 60 \text{ }^{\circ}\text{C} = 140 \text{ }^{\circ}\text{F} = 333 \text{ K}$$

$$T \text{ keluar } (t_2) = 107 \text{ }^{\circ}\text{C} = 225 \text{ }^{\circ}\text{F} = 380 \text{ K}$$

Temperature	Fluida dingin ($^{\circ}\text{F}$)	Fluida panas ($^{\circ}\text{F}$)
T masuk	140	250
T keluar	225	250

Digunakan *Heat Exchanger (shell and tubes)* (appendiks tabel 10, Kern)

dengan data-data sebagai berikut :

$$\text{Panjang tube, } L = 16 \text{ ft}$$

$$\text{BWG} = 18$$

$$\text{Pitch} = 0,94 \text{ in triangular} \quad (\text{appendiks tabel 9, Kern})$$

$$\text{OD tube} = 0,75 \text{ in triangular, ID} = 0,652 \text{ in}$$

1. Neraca Massa dan Neraca Energi

Dari neraca massa (Appendiks A)

$$\text{Massa fluida panas (M)} = 92.107 \text{ kg/ hari} = 8.461 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Massa fluida dingin (m)} = 428.302 \text{ kg/ hari} = 39.343 \text{ lb/jam}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ yang ditrasfer ke fluida dingin} &= 8.439.559 \text{ kJ/jam} \\ &= 7.999.158 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

2. Mencari LMTD

$$LMTD = (\Delta T_1 - \Delta T_2) / \ln (\Delta T_1 / \Delta T_2)$$

$$\text{dimana : } \Delta T_1 = \Delta T_{\text{panas}} = T_1 - t_2$$

$$\Delta T_2 = \Delta T_{\text{dingin}} = T_2 - t_1$$

$$\begin{aligned} LMTD &= ((250 - 225) - (250 - 140)) / \ln \Delta t_1 / \Delta t_2 \\ &= 57 \text{ }^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$R = (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1) \quad S = (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1)$$

$$R = (250 - 250) / (225 - 140) = 0,00$$

$$S = (225 - 140) / (250 - 140) = 0,77$$

Dengan menggunakan persamaan 8.5 Kern, nilai F_t dapat diperoleh, yaitu :

$$F_t = \frac{[\sqrt{R^2 + 1} / 2(R - 1)] \ln(1 - S) / (1 - RS)}{\ln \frac{2/S - 1 - R + (2/S)\sqrt{(1 - S)(1 - RS)} + \sqrt{R^2 + 1}}{2/S - 1 - R + (2/S)\sqrt{(1 - S)(1 - RS)} - \sqrt{R^2 + 1}}} \quad (\text{Kern, pers.8.5})$$

$$F_t = 1$$

Sehingga :

$$\Delta t = LMTD \times F_t = 57 \times 1 = 57 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Menghitung T_c (Caloric Temperature)

$$T_c = (T_2 + T_1) / 2 = (250 + 250) / 2 = 250 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = (t_2 + t_1) / 2 = (140 + 225) / 2 = 182 \text{ } ^\circ\text{F}$$

a). Trial U_d

$$U_d = 200 \text{ (Appendiks Tabel 8, Kern) tersedia } U_d = 200-700$$

$$A = Q / U_d \times \Delta t = 7.999.158 / (200 \times 57) = 695,821 \text{ ft}^2$$

$$a''_t = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{lin ft (tabel 10, Kern)}$$

$$\begin{aligned} \text{b). } N_t &= A / (L \times a''_t) = 696 / (16 \times 0,1963) \\ &= 110,771 \end{aligned}$$

Coba untuk tube passes, $n = 4$ -P

$$N_t \text{ standar} = 47 \text{ (Appendiks tabel 9, Kern)}$$

$$ID_s = 10,00 \text{ in (Appendiks tabel 9, Kern)}$$

c). Koreksi U_d

$$U_d \text{ koreksi} = N_t \times U_d \text{ Trial} / N_t \text{ standard}$$

$$= 111 \times 200 / 47 = 471 \text{ Btu/J ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Kesimpulan Sementara Rancangan *Shell and Tube*

Bagian *Shell* : $ID_s = 10 \text{ in}$ (diameter dalam shell)

$d_e = 0,73 \text{ in}$ (diameter ekivalen) (Appendiks fig. 28, Kern)

Bagian Tube : $d_i = 0,65 \text{ in}$ (diameter dalam tube) (Appendiks tabel 10, Kern)

$d_o = 0,75 \text{ in}$ (diameter luar tube) (Appendiks tabel 10, Kern)

$l = 16 \text{ ft}$ (panjang tube)

$n = 4$ (jumlah passes pada tube) (Appendiks tabel 9, Kern)

$N_t = 47$ (Jumlah tube) (Appendiks tabel 9, Kern)

$P_t = 1 \text{ in}$ (Jarak antara sumbu tube)

$C' = 0,25 \text{ in}$ (Jarak antara diameter luar tube) $C' = P_t - d_o$

$a''_t = 0,1963 \text{ ft}^2$ (Luas permukaan panjang) (Appendiks tabel 10, Kern)

$a'_t = 0,033 \text{ in}^2$ (Luas penampang aliran) (Appendiks tabel 10, Kern)

11 K-320 Crystallizer

Fungsi : Untuk membentuk kristal sodium nitrat dari sodium klorida dan asam nitrat
Tipe Tangki : Bejana vertikal dengan flange dan torispherical head (dish head) sebagai tutup atas dan bawah, dilengkapi dengan sistem pengaduk dan pendingin.
Bahan Kontruksi : stainless steel SA 167 Grade 11 type 316
Kondisi Operasi : © Temperatur Operasi = 30 °C
© Temperatur Fluida = 60 °C
© Tekanan = 1 atm
Reaksi : Endotermis
Jenis : Continuous stirred tank reactor (CSTR)

Menentukan Kinetika Reaksi

Kinetika kristalisasi diperlukan dalam perancangan crystallizer untuk mengetahui Distribusi Ukuran Kristal (CSD) selama proses pengkristalan. CSD dapat diprediksi melalui kombinasi kinetika kristalisasi dan waktu pengkristalan yang menentukan jumlah dan ukuran kristal yang akan terbentuk (Jones, 2001:66).

Mekanisme kristalisasi terdiri dari dua tahap, yaitu nukleasi dan pertumbuhan kristal. Potensial pendorong untuk kedua tahap itu ialah kelewatjenuhan atau supersaturasi. Baik nukleasi maupun pertumbuhan kristal tidak dapat berlangsung di dalam larutan jenuh atau tidak jenuh. Data kinetika kristalisasi (growth and nucleation rate) yang diperlukan pada perancangan crystallizer dapat diukur pada MSMPR (Mixed Suspension, Mixed Product Removal) crystallizer yang dioperasikan secara kontinyu pada keadaan steady state dengan asumsi:

- Belum ada kristal yang terbentuk pada umpan masuk
- Kristal yang terbentuk pada proses kristalisasi berukuran seragam
- Tidak ada kristal yang rusak selama proses kristalisasi berlangsung

Hubungan antara Laju Pertumbuhan kristal dan laju nukleasi:

$$B^{\circ} = n^{\circ} G \quad (\text{pers 6.84 Mullin, 2001:250})$$

Keterangan:

B° = Laju nukleasi (jumlah kristal/cm³.jam)

G = Laju Pertumbuhan Kristal (cm/jam)

n° = densitas populasi inti pada saat ukuran kristal = 0

Dimana:

Crystal Size Distribution (CSD)

$$n = n^{\circ} \exp\left(-\frac{L}{G \cdot t}\right)$$

a. Menghitung densitas campuran
masuk

Tabel C.3. Konstanta Densitas Masing-masing Komponen

Komponen	A	B	n	Tc	pangkat
NaCl	0,22127	0,10591	0,37527	34000	0,99631326

NaNO3	0,19975	0,09793	0,25382	2820	0,96860833
H2O	0,3471	0,274	0,2857	647,13	1

$$\rho_{liquid} = 1000(A(B^{-(1-\frac{T}{T_c})})^n$$

Dengan T = 60 °C = 333 K

Tabel C.3. Perhitungan Densitas Campuran

Komponen	Kg/jam	wi	ρ (kg/m3)	wi/ρ
NaCl	164,18	0,0199077	2072,00482	41,2488481
NaNO ₃	4536,62	0,5500923	1896,24388	1043,10916
H ₂ O	3546,22	0,43	1266,78832	544,718978
Total	8247,02	1	5235,03702	1629,07699

$$\rho_{liquid} = 1629,08 \text{ Kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} v_o &= \frac{\text{massa total}}{\text{Densitas campuran}} \\ &= \frac{8247,02}{1629,076987} \\ &= 5,06 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 178,78 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

a. Menghitung densitas campuran

keluar

Tabel C.3. Konstanta Densitas Masing-masing Komponen

Komponen	A	B	n	Tc	pangkat
NaCl	0,22127	0,10591	0,37527	34000	0,99664633
NaNO3	0,19975	0,09793	0,25382	2820	0,97156072
H2O	0,3471	0,274	0,2857	647,13	1

$$\rho_{liquid} = 1000(A(B^{-(1-\frac{T}{T_c})})^n$$

Dengan T = 30 °C = 303 K

Tabel C.3. Perhitungan Densitas Campuran

Komponen	Kg/jam	wi	ρ (kg/m3)	wi*ρ
NaNO3	4536,62	0,56126581	1909,29663	1071,62292
H2O	3546,22	0,43873419	1266,78832	555,783346
Total	8082,84	1	3176,08495	1627,40627

$$\begin{aligned}
 \rho_{\text{liquid}} &= 1627,41 \text{ Kg/m}^3 \\
 v_o &= \frac{\text{massa total}}{\text{Densitas campuran}} \\
 &= \frac{8082,84}{1627,40627} \\
 &= 4,97 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 175,40 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\rho_{\text{liquid}} = 0,00061 \text{ Kg/m}^3$$

Tabel C.4. Maximum Growth Rate of Sodium Nitrate

EXP. n°	Mp (g)	Tc. °C	Ls (m)	Ci	Cf	Δ CE3	N (rpm)	G*E07 (m/S)
1	14,3	30,4	0,725	0,975	0,966	8,6	500	0,89
2	14,1	29	0,363	0,955	0,951	2,7	500	0,244
3	18,3	27	0,363	0,949	0,939	10,1	500	0,749
4	32,8	21,2	0,513	0,921	0,887	17	500	2,075
5	26,4	15	0,513	0,879	0,836	14	500	1,632
6	16,1	27	0,363	0,945	0,932	4,3	500	0,693
7	31,5	23	0,363	0,914	0,913	20,6	500	1,877
8	20,3	29	0,363	0,968	0,959	13,2	500	1,072
9	22	29	0,363	0,968	0,959	13	500	1,21
10	22,2	29	0,363	0,968	0,958	12,4	500	1,227
								1,167

Keterangan:

Ls = Seed Size used

Tc = Temperature

Mp = Final crystal mass

c = Supersaturation degree

N = Agitation speed

G = Growth rate

$$n = n^{\circ} \exp (-L/G.t)$$

$$\ln n = \ln (n^{\circ} \cdot \exp (-L/G.t))$$

$$\ln n = \ln (n^{\circ}) + \ln \cdot \exp (-L/G.t)$$

$$\ln n = \ln (n^{\circ}) + (-L/G.t)$$

$$\ln n = \ln (n^{\circ}) - (1/G.t))L$$

$$y = b - ax$$

Dari persamaan di atas, dengan memplotkan $\ln n$ vs L akan diperoleh suatu garis lurus lurus dengan slope $-(G.t)^{-1}$ dan intersep = $\ln n^{\circ}$

Dengan:

n = Densitas populasi pada L

L = Ukuran Kristal

t = Waktu kristalisasi

Populasi densitas juga dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut:

$$n = \frac{M_T}{\rho_c f_v L^3}$$

Dimana:

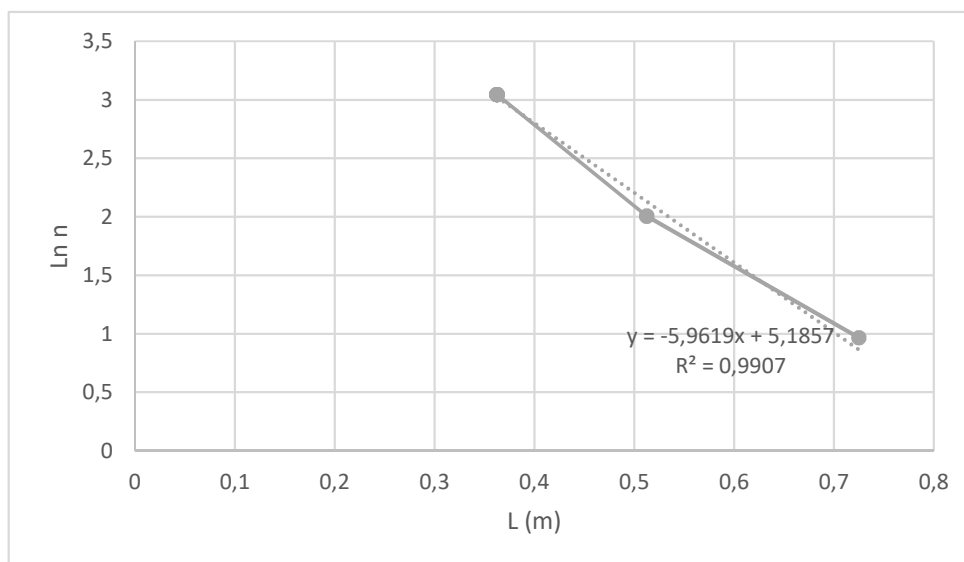
MT densitas slurry 1629,08 kg/m³

pc densitas krista 1627,41 kg/m

fv shape factor 1

(untuk partikel berbentuk spheres dan kubus)

Ls (m)	L ³ (m)	n	ln n
0,725	0,381078125	2,6268278	0,965776959
0,513	0,134611328	7,43642179	2,006389791
0,513	0,134611328	7,43642179	2,006389791
0,363	0,047634766	21,0146224	3,045218501
0,363	0,047634766	21,0146224	3,045218501
0,363	0,047634766	21,0146224	3,045218501
0,363	0,047634766	21,0146224	3,045218501
0,363	0,047634766	21,0146224	3,045218501
0,363	0,047634766	21,0146224	3,045218501
0,363	0,047634766	21,0146224	3,045218501
0,363	0,047634766	21,0146224	3,045218501



Dari grafik tersebut diperoleh:

Slope = -5,9619

$$\begin{aligned}\ln N \text{ derajat} &= 5,1857 \\ n^\circ &= 153356 \text{ gram/m}^3 \\ &153,356 \text{ Kg/m}^3\end{aligned}$$

Laju Pertumbuhan kristal:

$$\begin{aligned}-1/G.t &= -5,9619 \\ -t &= 1 / (-5,962 \times 1,167) \\ &= 0,01437 \text{ sekon} \\ &= 0,86248 \text{ jam}\end{aligned}$$

c. Menghitung volume yang dibutuhkan

$$\begin{aligned}\tau &= \frac{V}{F_v} \\ 0,862 &= \frac{5,06}{F_v} \\ F_v &= \frac{5,06}{0,86} \\ &= 5,86953 \text{ m}^3 \\ &= 207,281 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

c. Menghitung Kapasitas Tangki

$$\begin{aligned}\text{waktu tinggal} &= 0,9 \text{ jam} \\ \text{Over Design} &= 20\% \quad (\text{Peter and Timmerhaus, 1991. hal. 37}) \\ \text{Volume Tangki} &= 100\% / 80\% \times \text{Volume Liquid} \\ &= 100\% / 80\% \times 5,87 \\ &= 7,33691842 \text{ m}^3 \\ &= 259,101073 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

d. Menentukan Rasio Hs/D

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= \text{Volume Shell} + \text{Volume tutup} \\ &= \frac{1}{4} \pi D^2 H + 0.000049 D^3 + \frac{1}{4} \pi D^2 s f\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Luas tangki} &= \text{Luas Shell} + \text{Luas tutup} \\ &= \left(\frac{1}{4} \pi D^2 + \pi D H \right) + 0.842 D^2\end{aligned}$$

Keterangan :

$$\begin{aligned}D &= \text{diameter tangki, in} \\ s f &= \text{straight flange, in (dipilih sf = 3 in)}\end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich 1984, dimana :

$$\frac{H_s}{D} < 2$$

(Ulrich, 1984)

Rasio H/D yang diambil adalah rasio yang memberikan luas tangki yang paling kecil. Hasil trial rasio H/D terhadap luas tangki dapat dilihat pada Tabel C.4. berikut.

Tabel C.3. Perhitungan Densitas Campuran

trial	H/D	D (ft)	H (ft)	A (ft ²)	V silinder, ft ³	V head, ft ³	Vsf, ft ³	V total, ft ³
1	2	5,36368	10,7274	227,476618	242,2630543	0,007561076	67,7510352	310,022
2	1,9	5,4413	10,3385	224,811595	240,287521	0,007894126	69,7262354	310,022
3	1,8	5,52382	9,94288	222,101482	238,1561323	0,008258776	71,8572594	310,022
4	1,7	5,61183	9,54011	219,346152	235,8478525	0,008659831	74,1651382	310,022
5	1,6	5,706	9,1296	216,546013	233,3374818	0,009103134	76,6750656	310,022
6	1,5	5,80715	8,71072	213,702255	230,5945367	0,009595866	79,417518	310,022
7	1,4	5,91625	8,28275	210,817185	227,5817393	0,010146957	82,4297643	310,022
8	1,3	6,03451	7,84486	207,894726	224,252943	0,010767657	85,7579399	310,022
9	1,2	6,16338	7,39605	204,941159	220,5502282	0,011472358	89,4599499	310,022
10	1,1	6,30471	6,93518	201,966247	216,3997443	0,012279777	93,6096265	310,022
11	1	6,46082	6,46082	198,984973	211,7056015	0,013214745	98,3028343	310,022
12	0,9	6,63474	5,97127	196,020318	206,3406321	0,014310957	103,666707	310,022
13	0,8	6,8305	5,4644	193,10784	200,13192	0,015615389	109,874115	310,022
14	0,7	7,05355	4,93748	190,303525	192,8371865	0,017195673	117,167268	310,022
15	0,6	7,31163	4,38698	187,697932	184,1042835	0,0191531	125,898214	310,022
16	0,5	7,61613	3,80806	185,443263	173,3972869	0,02164705	136,602717	310,022
17	0,4	7,98475	3,1939	183,809416	159,8506168	0,024944841	150,146089	310,022
18	0,3	8,44723	2,53417	183,312757	141,9494748	0,029535135	168,042641	310,022
19	0,2	9,05903	1,81181	185,058824	116,7197985	0,036428472	193,265423	310,022
20	0,1	9,94279	0,99428	191,885445	77,16038843	0,048163809	232,813098	310,022
				183,312757				

Dari tabel diatas terlihat bahwa rasio Hs/D yang memberikan luas tangki yang paling kecil yaitu 1,1 - 0,6

Sehingga untuk selanjutnya digunakan rasio Hs/D = 0,3

$$\begin{aligned} D &= 8,44723 \text{ ft} \\ &= 101,367 \text{ in} \\ &= 2,57472 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D \text{ standart} &= 12 \text{ ft (144 in)} \\ H &= 2,53417 \text{ ft} \\ &= 30,41 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,77241 \text{ m} \\
 \text{H standart} &= 6 \text{ ft (72 in)} \\
 \text{Cek rasio H/D :} \\
 \frac{H}{D} &= \frac{6}{12} \\
 &= 0,5 \text{ (Memenuhi)}
 \end{aligned}$$

e. Menentukan Jumlah Course

Lebar plat standart yang digunakan :

$$L = 6 \text{ ft} \quad (\text{Appendix E, Item 2. Brownell \& Young})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah Course} &= \frac{6}{6} \\
 &= 1 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

f. Menentukan Tinggi Cairan di dalam Tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Volume shell} &= \frac{1}{4} \pi D^2 H \\
 &= \frac{1}{4} \pi (144) 6 \\
 &= 678,24 \text{ ft}^3 \\
 \text{Volume dh} &= 0,000049 D^3 \\
 &= 0,000049 1728,0 \\
 &= 0,084672 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume sf} &= \frac{1}{4} \pi D^2 s_f \\
 &= \frac{1}{4} \pi (144) 3 \\
 &= 339,12 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{V tangki baru} &= V_{shell} + V_{dh} + V_{sf} \\
 &= 678,24 + 0,084672 + 339,12 \\
 &= 1017,445 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{V ruang kosong} &= V_{tangki \text{ baru}} - V_{liquid} \\
 &= 1017,445 - 259,101073 \\
 &= 758,343599 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{V shell kosong} &= V_{tangki \text{ baru}} - (V_{dh} - V_{sf}) \\
 &= 758,344 - (0,0847 + 339,1200) \\
 &= 419,139 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\text{H shell kosong} = \frac{4 \times V_{shel \text{ kosong}}}{\pi D^2}$$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{shell kosong}} &= \frac{\pi \times D^2}{4} \times \frac{419,139}{144} \\
 &= \frac{3,14 \times 144}{4} \times \frac{419,139}{144} \\
 &= 3,707882 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{liquid}} &= H_{\text{shell}} - H_{\text{shell kosong}} \\
 &= 6 - 3,71 \\
 &= 2,29 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

g. Menentukan Tekanan desain

Ketebalan shell akan berbeda dari dasar tangki sampai puncak. Hal ini karena tekanan zat cair akan semakin tinggi dengan bertambahnya jarak titik dari permukaan zat cair tersebut ke dasar tangki. Sehingga tekanan paling besar adalah tekanan paling bawah. Tekanan desain dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{\rho \cdot (g / gc) \cdot H_{\text{liquid}}}{144} \\
 &= \frac{101,7 \times 2,292}{144} \\
 &= 1,61881 \text{ psi} \\
 P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\
 &= 1,61881 + 14,6959 \\
 &= 16,3147 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Tekanan desain 5 -10 % di atas tekanan kerja normal/absolut (Coulson, 1988 hal. 637). Tekanan desain yang dipilih 10 % di atasnya. Tekanan desain pada courses ke-1 (plat paling bawah) adalah:

$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{abs}} \\
 &= 17,9462 \text{ psi} \\
 &= 1,22117 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

Berikut ini adalah tabel perhitungan tekanan desain untuk setiap courses :

Tabel C.5. Tekanan Desain Masing-masing Courses

Course	H (ft)	HL (ft)	Phid (psi)	P absolut (psi)	P desain (psi)
1	6	2,29	0,0955	0,0955	0,10506

h. Menentukan Tebal dan Panjang Shell

o Tebal Shell

Untuk menentukan tebal shell, persamaan yang digunakan adalah :

$$t = \frac{P \times d}{2 \times S} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959. hal 256})$$

$$t_s = \frac{P}{2(f \times E) - (0,6 \times P)} + C$$

keterangan :

ts = Tebal shell, in
P = Tekanan dalam tangki, psi
f = Allowable stress, psi
d = Diameter shell, in
E = Efisiensi pengelasan
c = Faktor korosi, in

Dari Tabel Appendix D, item 4 & 13.2 pada 200 oF, Brownell and Young, 1959 diperoleh data :

f = 18750
E = 0,75 (single-welded butt joint without backing strip, no radiographed)
C = 0,125 in/10 tahun (tabel 6, timmerhaus, 1991:542)

Menghitung ketebalan shell (ts) pada courses ke-1:

$$t_s = \frac{0,105 \times 144,00}{2 \times (18750 \times 0,75 - 0,6 \times 0,11)} + 0,125$$

$$= 0,126 \text{ in}$$

Tabel C.6. Ketebalan shell masing-masing courses

Course	H (ft)	Pdesain (psi)	ts (in)	ts standart (in)
1	6	0,10506	0,126	0,1875

o panjang shell

Untuk menghitung panjang shell, persamaan yang digunakan adalah :

$$L = \frac{\pi \cdot D_o - (\text{weld length})}{12 \cdot n} \quad (\text{Brownel \& Young, 1959. hal.256})$$

Keterangan :

L = Panjang shell, in
Do = Diameter luar shell, in
n = Jumlah plat pada keliling shell
weld length = Banyak plat pada keliling shell dikalikan dengan banyak sambungan pengelasan vertikal yang diizinkan.
= n x butt welding

Menghitung panjang shell (L) pada courses ke-1 :

$$D_o = D_i + 2 \cdot t_s$$

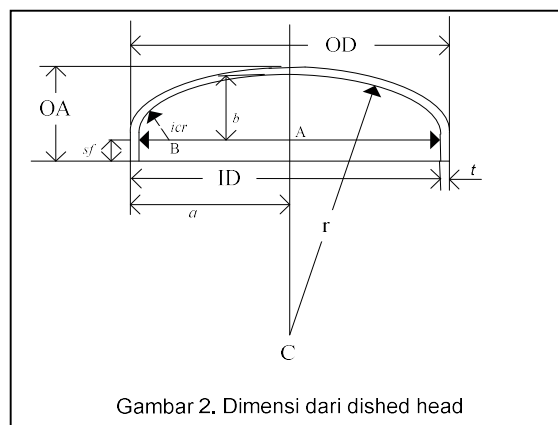
$$\begin{aligned}
 &= 144 + 2 \cdot 0,2 \\
 &= 144,4 \text{ in} \\
 n &= 1 \text{ buah} \\
 \text{butt welding} &= 1/6 \text{ in} \\
 \text{weld length} &= 0,14 \text{ in} \\
 L &= \frac{3,14 \times 144 - (0,14)}{12 \times 0,8731} \\
 &= 43,1157 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Tabel C.6. Ketebalan shell masing-masing courses

Course	ts (in)	do (in)	L (ft)
1	0,1875	144	43,116

i. Desain Head (Desain Atap)

Desain atap yang digunakan dalam desain tangki ini adalah desain dome head ini akan mengakomodasi kemungkinan naiknya temperatur di dalam tangki, yang akan mengakibatkan tekanan didalam tangki menjadi naik. Torispherical flanged dan dished head ini, mempunyai rentang allowable pressuse antara 15 psig (1,0207 atm) sampai dengan 200 psig (13,6092 atm) sehingga dapat menyimpan liquid dengan baik (Brownell and Young, 1959).



Gambar 2. Dimensi dari dished head

Dalam menentukan tebal head, persamaan yang digunakan yaitu :

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot w}{2 f E - 0,2 P} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959, hal. 258})$$

Keterangan :

- t_h = Tebal head (in)
- P = Tekanan desain (psi)
- r_c = Radius knuckle, in
- icr = Inside corner radius (in)
- w = stress-intensitication factor
- E = Effisiensi pengelasan
- C = Faktor korosi (in)

untuk itu diperlukan nilai stress intensification untuk torispherical dished head dengan menggunakan persamaan :

$$W = \frac{1}{4} x \left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{icr}} \right) \quad (\text{Brownell and Young, 1959. hal.258})$$

$$\frac{icr}{r_c} > 6\% \quad , \text{ dimana } r_c = D_i \quad (\text{perry, 1997, tabel 10.65})$$

Diketahui :

$$\begin{aligned} D_i = r_c &= 144 \text{ in} \\ icr &= 6\% \times 144 \text{ in} \\ &= 8,64 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka } W &= \frac{1}{4} x \left(3 + \left(\frac{144}{8,64} \right) \right) \\ &= 0,7509 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_{ha} &= \frac{P \times W \times r_c}{2 \times (f \times E - 0,1 \times P_d)} + C \\ &= \frac{1,221 \times 0,75 \times 144,0}{2 \times ((18.750 \times 0,75) - (0,10 \times 1,22))} + 0,125 \\ &= 0,12969 \text{ in (dipakai plat standart } 0,2 \text{ in)} \end{aligned}$$

Untuk $t_h = 0,2 \text{ in}$. Dari Tabel 5.8 (Brownell and Young, 1959) diperoleh:
 $sf = 1 \frac{1}{2} - 2 \frac{1}{4} \text{ in}$ Direkomendasikan nilai $sf = 2,3 \text{ in}$

o menentukan Depth of dish (b)

$$b = r_c - \sqrt{(r_c - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2}$$

$$\begin{aligned} AB &= \frac{ID}{2} - icr \\ &= \frac{144,00}{2} - 8,64 \text{ in} \\ &= 63,36 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= 144 - 8,64 \\ &= 135,36 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\
 &= 144 - (18322,33 - 4014,5)^{0,5} \\
 &= 24,38 \text{ in}
 \end{aligned}$$

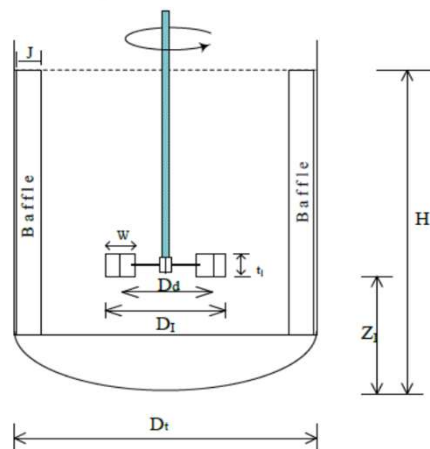
$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tutup atas} &= \text{Tutup bawah (OA)} \\
 &= t_{ha} + b + sf \\
 &= 0,19 + 24,38 + 2,25 \\
 &= 26,8221 \text{ in} \\
 &= 2,235 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

t. Menentukan Tinggi Total Tangki

Untuk mengetahui tinggi tangki total digunakan persamaan:

$$\begin{aligned}
 H \text{ total} &= H \text{ shel} + H \text{ Head} + H \text{ Bottom} \\
 &= 6 + 2,235167 + 2,235167 \\
 &= 10,47 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

v. Mengitung Dimensi Pengaduk



o Menentukan viskositas campuran

Tabel C.1. Konstanta viskositas liquid Masing-masing komponen LIQUID

Komponen	A	B	C	D
NaCl	-0,9169	1,08E+03	-7,62E-05	1,11E-08
HNO3	-3,5221	7,29E+02	3,96E-03	-2,24E-06
NaNO3	-9,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05
H2O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05

Sumber : Yaws, Carl L.

Dengan cara trial tekanan pada temperatur 303 K , maka diperoleh hasil sebagai berikut:

Tabel C.2. Hasil perhitungan viskositas fluida di dalam tangki

Komponen	Kg/Jam	Xi	Log n	n0 (cP)	Xi*u
NaCl	164,18	0,0199077	2,62175	418,55	8,33237261
NaNO3	4536,62	0,5500923	-0,11906	0,76	0,41819171
H2O	3546,22	0,43	0,91259	8,18	3,51609468
Total	8247,02	1,00			12,27

$$\mu_{\text{liquid}} = 12,27$$

dari fig. 10.57 coulson, untuk volume 5,87 m³ dan viskositas 12,2667 cp, digunakan impeler tipe turbin

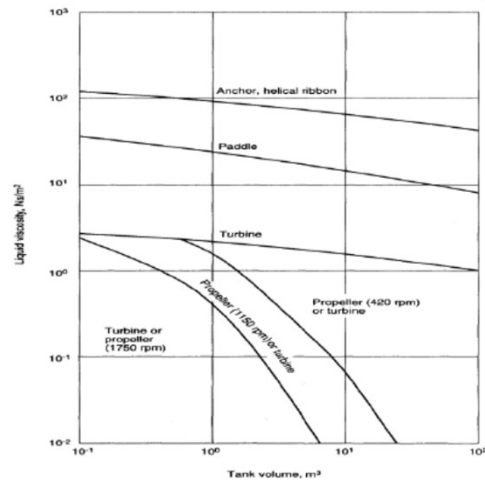


Figure 10.57. Agitator selection guide

- menentukan Diameter pengaduk

$$D_{\text{vessel}} = 12 \text{ ft}$$

$$\frac{D_{\text{vessel}}}{D_i} = 3$$

$$D_{\text{iameter pengaduk}} = 4 \text{ ft}$$

$$= 1,219 \text{ m}$$

- Menentukan Tebal (ti) dan Lebar (W) Pengaduk

$$\text{tebal pengaduk} = 0,2 D_i$$

$$\text{tebal pengaduk} = 0,8 \text{ ft}$$

$$= 0,244 \text{ m}$$

$$\text{diameter pengaduk} = 8$$

$$\text{lebar pengaduk}$$

$$\text{lebar pengaduk} = 0,5 \text{ ft}$$

$$= 0,152 \text{ m}$$

- Menentukan Lebar Baffle, J

$$\text{Jumlah Baffle: } 4$$

$$\text{lebar baffle} = \frac{D_{\text{vessel}}}{12}$$

$$\text{lebar baffle} = 1 \text{ ft}$$

$$= 0,305 \text{ m}$$

- Menentukan Offset Top dan Offset Bottom

bedasarkan Wallas (1990:288)

$$\begin{aligned}\text{offset top} &= \frac{j}{6} \\ &= 0,167 \text{ ft} \\ &= 0,051 \text{ m} \\ \text{offset bottom} &= \frac{D_i}{2} \\ &= 2 \text{ ft} \\ &= 0,61 \text{ m}\end{aligned}$$

a. Menentukan Jarak pengaduk Dari Dasar Tangki (Zi)

$$\begin{aligned}\text{diameter pengaduk} &= 1,3 \\ \text{jarak dari dasr tangki} &= 3,077 \text{ ft} \\ \text{jarak dari dassr tangki} &= 0,938 \text{ m}\end{aligned}$$

b. Menentukan Jumlah Pengaduk

$$\begin{aligned}\text{Jumlah pengaduk} &= \frac{\text{Tinggi liquid} \times \text{sg}}{\text{Diameter tangki}} \quad (\text{Joshi hal 389}) \\ &= \frac{2,29 \times 1,50}{12,00} \\ &= 1 \text{ buah}\end{aligned}$$

c. Menentukan Power Pengaduk

Power Pengaduk (Pers 3.4-2, Geankoplis 3rd edition)

$$P = \frac{N_p}{g_c} \times \rho \times N^3 \times D^5$$

keterangan :

P = Power (lb.ft/s)

Np = Faktor mixer (turbin)
= 1,3 (Gambar 3.4-4, Geankoplis 3rd edition)

g = Konstanta gravitasi (lb/ft²)

ρ = Densitas (lb/cuft)

N = Kecepatan putaran impeler (rps)

Da = Diameter impeler (ft)

Jadi,

$$\begin{aligned}P &= \frac{1,3 \times 101,70 \times 8,33^3 \times 4,00^5}{32,174 \times 550,000} \\ &= 4257,16 \text{ lb.ft/s}\end{aligned}$$

$$= 7,740 \text{ hp}$$

Untuk 1 pengaduk

$$P = 7,74 \text{ hp}$$

Perhitungan losses pengaduk

$$\text{Minimum losses} = 0,5 \text{ hp}$$

$$\text{Gland losses (Kebocoran tenaga akibat poros dan bearing)} = 10\% \text{ (Joshi hal 399)}$$

$$\begin{aligned} \text{Gland losses } 10\% &= 10\% \times 7,740 \\ &= 0,7740 \text{ hp} \end{aligned}$$

Power input dengan Gland losses

$$\begin{aligned} &= 7,74 + 0,7740 \\ &= 8,51 \text{ hp} \end{aligned}$$

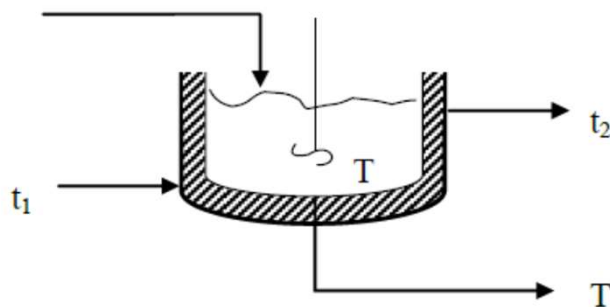
Transmission sistem losses

$$\begin{aligned} &= 20\% \text{ (Joshi hal 399)} \\ &= 20\% \times 8,51 \\ &= 1,703 \end{aligned}$$

Power input dengan transmission sistem losses

$$\begin{aligned} \text{Total Power} &= 8,51 + 1,70 \\ &= 10,22 \text{ hp} \\ &= 7,62 \text{ Kw} \end{aligned}$$

III. Jaket Pemanas



a. Kebutuhan pemanas

$$\begin{aligned} \text{Massa Pemanas} &= 94,2842 \text{ kg/Jam} \\ &= 8202,72 \text{ lb/Jam} \end{aligned}$$

Tabel C.3. Konstanta Densitas Masing-masing Komponen

Komponen	A	B	T_c	n
H ₂ O	0,3471	0,274	647,13	0,2857

$$\rho_{liquid} = 1000(A(B^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)})^n$$

Dengan T = 121 °C = 394 K

Tabel C.3. Perhitungan Densitas Campuran

Komponen	Kg/jam	wi	ρ (kg/m ³)	wi/ρ
H ₂ O	94,28	1	934,222284	934,222284
Total	94,2841943	1	934,222284	934,222284

ρ liquid = 934,222 kg/m³

Tabel C.1. Konstanta viskositas liquid Masing-masing komponen

Komponen	A	B	C	D
H ₂ O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05

Sumber : Yaws, Carl L.

Dengan cara trial tekanan pada temperatur 394 K , maka diperoleh hasil sebagai berikut:

Tabel C.2. Hasil perhitungan viskositas fluida di dalam tangki

Komponen	Kg/Jam	Xi	Log n	n0 (cP)
H ₂ O	94,28	1	-0,64147	0,23
Total	94,2841943	1		

μ liquid = 0,23 cP

Tabel C.1. Konstanta Heat Capacity Gas Masing-masing komponen

Komponen	A	B	C	D	E
H ₂ O	33,9330	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12

Sumber : Yaws, Carl L.

Tabel C.2. Hasil perhitungan viskositas fluida di dalam tangki

Komponen	Kg/Jam	Xi	cp
H ₂ O	94,28	1	34,25733
Total	94,2841943	1	34,25733

Cp = 34,25733 kJ/kg.K

Tabel C.1. Konstanta viskositas liquid Masing-masing komponen

Komponen	A	B	C
H ₂ O	0,0005	4,71E-05	4,96E-08

Sumber : Yaws, Carl L.

Dengan cara trial tekanan pada temperaturi 394 K , maka diperoleh hasil sebagai berikut:

Tabel C.2. Hasil perhitungan viskositas fluida di dalam tangki

Komponen	Kg/Jam	Xi	K
H ₂ O	94,28	1	0,02678
Total	94,2841943	1	0,02678

$$k = 0,02678 \text{ W/m.K}$$

b. Luas Perpindahan Panas yang Dibutuhkan

Dari Tabel.8. Kern didapatkan Overall heat transfer UD dengan hot fluid adalah aqueous solutions less than 2 cp dan cold fluid adalah amonia dengan UD: 250-500 Btu/j.ft2.F.

Dipilih :

$$UD = 300 \text{ Btu/ft.oF.Jam}$$

Diketahui :

$$Q = 255331 \text{ kJ/jam}$$

$$= 242007 \text{ btu/jam}$$

$$\Delta T_{lmt d} = 32 \text{ oF}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{lmt d}}$$

$$A = \frac{242007,0877}{300 \times 32}$$

$$= 25,2091 \text{ ft}^2$$

f. Luas Perpindahan Panas yang Tersedia

$$A = \text{luas selimut reaktor} + \text{luas penampang bawah reaktor}$$

$$A = \pi \cdot D_o \cdot H_L + \left(\frac{\pi}{4} D_o^2 \right)$$

Diketahui:

$$D_o = 12,03 \text{ ft}$$

$$3,667 \text{ m}$$

$$H_L = 2,29 \text{ ft}$$

$$0,699 \text{ m}$$

Sehingga:

$$A = (3,14 \times 12,03 \times 2,292) + (0,785 \times 144,7)$$

$$= 200,2 \text{ ft}$$

$$= 61,03 \text{ m}$$

A kebutuhan < A tersedia

$$25,20907164 < 200,2201996$$

Sehingga jaket pemanas bisa digunakan

o Menghitung Volume Jaket

$$\begin{aligned} \text{Volume jaket} &= \frac{\text{Massa air pemanas}}{\text{densitas air}} \\ &= \frac{94,28419434}{934,2222838} \\ &= 0,100922656 \text{ m}^3 \\ &= 3,564053326 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

o Menghitung Diameter

$$\begin{aligned} \text{Volume jaket} &= V_{shell} + V_{dh} + V_{sf} \\ &= \frac{1}{4} \pi D^2 H + \frac{1}{4} \pi D^2 s_f + 0,000049 D^3 \\ &= \frac{1}{4} \pi (D^2) 2,29 + \frac{1}{4} \pi (D^2) 0,00 + 0,000049 D^3 \\ 3,564053326 &= 1,79931 D^2 + 0 D^2 + 0,000049 D^3 \\ 3,564053326 &= 1,79931 D^2 + 0,000049 D^3 \\ D &= 0,78882 \text{ ft} \end{aligned}$$

o Menghitung Tebal dan lebar jaket

$$\begin{aligned} \text{Lebar Jaket} &= 0,5 \times \text{Diameter Jaket} \\ &= 0,39441022 \text{ ft} \\ &= 0,12021623 \text{ m} \end{aligned}$$

o Menghitung Tebal dan lebar jaket

o Tebal Shell

Untuk menentukan tebal shell, persamaan yang digunakan adalah :

$$t_s = \frac{P \times d}{2(f \times E) - (0,6 \times P)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, 1959. hal 256})$$

keterangan :

t_s	= Tebal shell, in
P	= Tekanan dalam tangki, psi
f	= Allowable stress, psi
d	= Diameter shell, in
E	= Efisiensi pengelasan
c	= Faktor korosi, in

Dari Tabel Appendix D, item 4 & 13.2 pada 200 oF, Brownell and Young, 1959 diperoleh data :

$$\begin{aligned} f &= 18750 \\ E &= 0,75 \quad (\text{single-welded butt joint without backing strip, no radiographed}) \\ C &= 0,125 \quad \text{in/10 tahun} \quad (\text{tabel 6, timmerhaus, 1991:542}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{\rho \cdot (g / gc) \cdot H_{\text{liquid}}}{144} \\ &= \frac{934,2 \times 2,29}{144} \\ &= 14,8705 \text{ psi} \end{aligned}$$

Menghitung ketebalan shell (ts):

$$\begin{aligned} ts &= \frac{14,870 \times 0,39}{2 \times (18750 \times 0,75 - 0,6 \times 14,87)} + 0,125 \\ &= 0,125 \text{ ft} \\ &= 1,503 \text{ in} \end{aligned}$$

Tabel. C.17. Spesifikasi Tangki

Alat	Crystalizer		
Kode	K-320		
Fungsi	: Untuk membentuk kristal sodium nitrat dari sodium klorida dan asam ni		
Bentuk	: Bejana vertikal dengan flange dan torispherical head (dish head) sebagai tutup atas dan bawah, dilengkapi dengan sistem pengaduk dan pendingin.		
Kapasitas	1017,44 ft ³		
Dimensi	Diameter shell (D)	=	12 ft
	Tinggi shell (Hs)	=	6 ft
	Tebal shell (ts)	=	0,1875 in
	Tinggi atap	=	2,24 ft
	Tebal head	=	0,188 in
	Tinggi total	=	10,47 ft
Dimensi Jaket	Tinggi jaket	=	2,29 ft
	Tebal jaket	=	1,50 in
	Lebar jaket	=	0,39 ft
Pengaduk	Diameter Pengaduk	=	4,00 ft
	Tebal Pengaduk	=	0,80 in
	Lebar Pengaduk	=	0,50 ft
	Lebar Baffle	=	1,00 ft
	Jarak Pengaduk Dari Dasar	=	3,077 ft
	Jumlah Pengaduk	=	1,00 buah
	Total Power	=	10,22 hp
Tekanan Desain	1,22 atm		
Bahan	: stainless steel SA 167 Grade 11 type 316		

Jumlah	1 buah
--------	--------

BIODATA PENULIS

PENULIS I



Teguh Yudha Adi Wijaya. Dilahirkan di Malang 22 November 1996, merupakan anak ke-2 dari 2 bersaudara. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu di SDN 3 Pujonlor Malang , SMPN 1 Pujon, dan SMAN 1 Ngantang. Setelah lulus dari SMAN 1 Ngantang tahun 2014, penulis mengikuti Seleksi Ujian Masuk D3 ITS dan diterima di Program Studi D3 Teknik Kimia FTI-ITS pada tahun 2014 dan terdaftar dengan NRP. 2314 030 051.

Selama kuliah, penulis pernah aktif berorganisasi sebagai staf BSO Mentoring di JMMI TPKE ITS dalam bidang Mente periode kepengurusan 2015/2016, Wakil Ketua Umum Lembaga Dakwah Jurusan 2015/2016, Staf BSO Kesatuan Aksi Mahasiswa Muslim Indonesia 2016/2017. Mid-leader departemen jaringan pada periode 2016/2017.

Penulis pernah berprestasi di bidang Lomba Karya Tulis Ilmiah yang diadakan di Universitas Brawijaya dengan memperoleh juara 3 dan berhasil masuk pada 10 besar Lomba Karya Tulis yang diadakan oleh Universitas Tanjungpura, Pontianak.

Alamat email: Teguh41@gmail.com

PENULIS II



Dimas Anggoro. Dilahirkan di Madiun 30 April 1996, merupakan anak ke-2 dari 2 bersaudara. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu di SDN 1 Kebonagung, SMPN 1 Sukodono, dan SMA Wachid Hasyim 2 Taman. Setelah lulus dari SMA Wachid Hasyim 2 Taman tahun 2014, penulis mengikuti Seleksi Ujian Masuk D3 ITS dan diterima di Program Studi D3 Teknik Kimia FTI-ITS pada tahun 2014 dan terdaftar dengan NRP. 2314

030 048.

Selama kuliah, penulis pernah aktif berorganisasi sebagai staf di Departemen Laskar (kaderisasi) Lembaga Dakwah Jurusan 2015/2016 dan Ketua Umum Lembaga Dakwah Jurusan 2016/2017.

Alamat email: dimasanggoro30@gmail.com